

19 BUNDESREPUBLIK  
DEUTSCHLAND



DEUTSCHES  
PATENT- UND  
MARKENAMT

12 Offenlegungsschrift  
10 DE 100 28 582 A 1

21 Aktenzeichen: 100 28 582.1  
22 Anmeldetag: 14. 6. 2000  
43 Offenlegungstag: 20. 12. 2001

51 Int. Cl. 7:  
C 07 C 57/05  
C 07 C 57/07  
C 07 C 45/35  
C 07 C 45/78  
C 07 C 47/22

DE 100 28 582 A 1

71 Anmelder:  
BASF AG, 67063 Ludwigshafen, DE

72 Erfinder:  
Machhammer, Otto, Dr., 68163 Mannheim, DE;  
Schindler, Goetz-Peter, Dr., 68219 Mannheim, DE;  
Tenten, Andreas, Dr., 67487 Maikammer, DE; Harth,  
Klaus, Dr., 67317 Altleiningen, DE; Zehner, Peter,  
Dr., 67071 Ludwigshafen, DE; Müller-Engel, Klaus  
Joachim, Dr., 76297 Stutensee, DE; Rosowski,  
Frank, Dr., 68165 Mannheim, DE; Borgmeier,  
Frieder, Dr.rer.nat., 68163 Mannheim, DE

Die folgenden Angaben sind den vom Anmelder eingereichten Unterlagen entnommen

- 54 Verfahren zur Herstellung von Acrolein oder Acrylsäure oder deren Gemischen aus Propan
- 57 Ein Verfahren zur Herstellung von Acrolein oder Acrylsäure oder deren Gemisch aus Propan, bei dem man das Propan in einer ersten Reaktionsstufe einer partiellen heterogen katalysierten Dehydrierung zu Propen unterwirft, anschließend aus dem in der ersten Reaktionsstufe gebildeten Produktgasgemisch von den darin enthaltenen, von Propen und Propan verschiedenen, Bestandteilen wenigstens eine Teilmenge des enthaltenen molekularen Wasserstoff abtrennt und das Produktgasgemisch anschließend zur Herstellung von Acrolein und/oder Acrylsäure durch gasphasenkatalytische Propylenoxidation verwendet, wobei molekularer Stickstoff zur Verdünnung des Reaktionsgasgemisches bei der Propylenoxidation mitverwendet wird.

DE 100 28 582 A 1

## Beschreibung

[0001] Vorliegende Erfindung betrifft ein Verfahren zur Herstellung von Acrolein oder Acrylsäure oder deren Gemisch aus Propan, bei dem man

A) in einer ersten Stufe A das Propan einer partiellen heterogen katalysierten Dehydrierung in der Gasphase unter Bildung eines Produktgasgemisches A, das molekularen Wasserstoff, Propylen und nicht umgesetztes Propan enthält, unterwirft,

B) aus dem molekularen Wasserstoff, Propylen und nicht umgesetztes Propan enthaltenden Produktgasgemisch A der Stufe A von den darin enthaltenen, von Propan und Propylen verschiedenen, Bestandteilen wenigstens eine Teilmenge des molekularen Wasserstoff abtrennt und es dann als Produktgasgemisch A' in einer zweiten Stufe B zur Beschickung wenigstens eines Oxidationsreaktors verwendet und in dem wenigstens einen Oxidationsreaktor das Propylen einer selektiven heterogen katalysierten Gasphasen-Partialoxidation mit molekularem Sauerstoff zu einem Produktgasgemisch B, das Acrolein oder Acrylsäure oder deren Gemisch als Zielprodukt enthält, unterwirft, und

C) aus dem im Rahmen der partiellen Oxidation des Propylens in der Stufe B anfallenden Produktgasgemisch B in einer dritten Stufe C Zielprodukt abtrennt und wenigstens im Produktgasgemisch der Stufe B enthaltenes nicht umgesetztes Propan in die Dehydrierungsstufe A zurückführt.

[0002] Acrylsäure ist eine bedeutende Grundchemikalie, die unter anderem als Monomeres zur Herstellung von Polymerisaten Verwendung findet, die beispielsweise in disperser Verteilung in wäßrigem Medium befindlich als Bindemittel angewendet werden. Acrolein ist ein bedeutendes Zwischenprodukt, beispielsweise für die Herstellung von Glutardialdehyd, Methionin, Folsäure und Acrylsäure.

[0003] Aus der EP-A 117 146, der DE-A 33 13 573 und der US-A 3 161 670 ist ein Verfahren zur Umsetzung von Propan zu Acrolein und/oder Acrylsäure bekannt (nachfolgend wird sich repräsentativ nur noch auf die EP-A 117 146 bezogen).

[0004] Dabei wird in einer ersten Verfahrensstufe das Propan einer heterogen katalysierten partiellen Dehydrierung in der Gasphase zu Propylen unterzogen. Das dabei gebildete Propylen wird anschließend in einer zweiten Verfahrensstufe einer heterogen katalysierten Gasphasen-Partialoxidation zu Acrolein und/oder Acrylsäure unterworfen. Kennzeichnendes Merkmal der EP-A 117 146 ist die Lehre, daß sich die neben Propylen im Produktgasgemisch der Propandehydrierung befindlichen Hauptbestandteile, wie z. B. molekularer Wasserstoff, bezüglich der nachfolgenden heterogen katalysierten Gasphasen-Partialoxidation des Propylens im wesentlichen inert verhalten, so daß man das Produktgasgemisch der Propandehydrierung gemäß der EP-A 117 146 ohne wesentliche Nachteile in seiner Gesamtheit in die nachfolgende Propylenoxidationsstufe überführen und von den sich dabei inert verhaltenden Bestandteilen anschließend wenigstens das nicht umgesetzte Propan in die Propandehydrierungsstufe rückführen kann.

[0005] Die DE-A 195 08 558 weist die Lehre der EP-A 117 146 insofern als nachteilig aus, als sie lehrt, daß die Mitverwendung von von Propan verschiedenen inerten Verdünnungsgasen in der zweiten Verfahrensstufe der EP-A 117 146 unvorteilhaft ist. Kennzeichnendes Merkmal der DE-A 195 08 558 ist es daher, aus dem Produktgasgemisch der ersten Verfahrensstufe der EP-A 117 146 vor seiner

Weiterverwendung in der zweiten Verfahrensstufe wenigstens den molekularen Wasserstoff und den Wasserdampf abzutrennen und als Sauerstoffquelle für die zweite Verfahrensstufe reinen Sauerstoff zu verwenden.

[0006] Als Ergebnis intensiver Forschungstätigkeit wurde jedoch gefunden, daß die in der DE-A 195 08 558 empfohlene Verfahrensweise in der zweiten Verfahrensstufe eine erhöhte Nebenproduktbildung von Propionaldehyd und/oder Propionsäure bedingt. Letzteres ist insofern von Nachteil (vgl. z. B. Japanese Laid Open Patent Application No. H11-35519), als die gesättigten partiellen C<sub>3</sub>-Oxidationsnebenprodukte von den  $\alpha,\beta$ -ethylenisch ungesättigten partiellen C<sub>3</sub>-Oxidationszielprodukten einerseits infolge ihrer chemischen Ähnlichkeit nur sehr schwierig abgetrennt werden können und andererseits aufgrund ihres penetranten Geruchs bereits in geringsten Anteilmenen bei der Vermarktung der partiellen C<sub>3</sub>-Oxidationszielprodukte empfindlichst stören.

[0007] Die Aufgabe der vorliegenden Erfindung bestand daher darin, eine gegenüber den Verfahrensweisen der EP-A 117 146 sowie der DE-A 195 08 558 verbesserte Verfahrensweise zur Verfügung zu stellen.

[0008] Als solche vermögen z. B. die Verfahrensweisen der DE-A 198 37 517, der DE-A 198 37 519 sowie der DE-A 198 37 520, bei denen der Verfahrensschritt der heterogen katalysierten partiellen Dehydrierung durch eine homogene und/oder heterogen katalysierte partielle Oxidehydrierung ersetzt ist, nicht zu befriedigen (obgleich das dabei resultierende Dehydriergemisch nicht wasserstoffhaltig ist), bedürfen sie doch bereits im Rahmen der Dehydrierverfahrensstufe der Mitverwendung erheblicher Mengen an molekularem Sauerstoff.

[0009] Demgemäß wurde ein Verfahren zur Herstellung von Acrolein oder Acrylsäure oder deren Gemisch aus Propan, bei dem man

A) in einer ersten Stufe A das Propan einer partiellen heterogen katalysierten Dehydrierung in der Gasphase unter Bildung eines Produktgasgemisches A, das molekularen Wasserstoff, Propylen und nicht umgesetztes Propan enthält, unterwirft,

B) aus dem molekularen Wasserstoff, Propylen und nicht umgesetztes Propan enthaltenden Produktgasgemisch A der Stufe A von den darin enthaltenen, von Propan und Propylen verschiedenen Bestandteilen wenigstens eine Teilmenge des molekularen Wasserstoff abtrennt und es dann als Produktgasgemisch A' in einer zweiten Stufe B zur Beschickung wenigstens eines Oxidationsreaktors verwendet und in dem wenigstens einen Oxidationsreaktor das Propylen einer selektiven heterogen katalysierten Gasphasen-Partialoxidation mit molekularem Sauerstoff zu einem Produktgasgemisch B, das Acrolein oder Acrylsäure oder deren Gemisch als Zielprodukt enthält, unterwirft, und

C) aus dem im Rahmen der partiellen Oxidation des Propylens in der Stufe B anfallenden Produktgasgemisch B in einer dritten Stufe C Zielprodukt abtrennt und wenigstens im Produktgasgemisch der Stufe B enthaltenes nicht umgesetztes Propan in die Dehydrierungsstufe A zurückführt, gefunden,

das dadurch gekennzeichnet ist, daß im Rahmen der partiellen Oxidation des Propylens in der Stufe B molekularer Stickstoff als Verdünnungsgas mitverwendet wird.

[0010] D. h., während gemäß der Lehre der DE-A 195 08 558 der Oxidationsstufe B Beschickungsgas zugeführt wird, das im wesentlichen nur aus Propylen, molekularem Sauerstoff und Propan besteht, wird der Oxidationsstufe

B bei der erfindungsgemäßen Verfahrensweise ein Beschickungsgas zugeführt, das in notwendiger Weise Propylen, molekularen Sauerstoff, Propan und molekularen Stickstoff enthält. Die Auswahl der vorgenannten Bestandteile des Beschickungsgasgemisches der Oxidationsstufe B gewährleisten, daß im Rahmen der erfindungsgemäßen Verfahrensweise nicht nur ein Beschickungsgasgemisch der Oxidationsstufe B zur Anwendung kommt, dessen Sauerstoffgrenzkonzentration (bezüglich der Begriffsdefinition vgl. DE-A 195 08 558) anwendungstechnisch in vollem Umfang zu befriedigen vermag, sondern das gleichzeitig eine Verringerung der Nebenproduktbildung an unerwünschtem Propionaldehyd und/oder unerwünschter Propionsäure erlaubt.

[0011] Selbstredend kann das Beschickungsgasgemisch der Oxidationsstufe B bei der erfindungsgemäßen Verfahrensweise neben den bereits genannten Bestandteilen zusätzlich noch andere Bestandteile wie z. B. CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, Edelgase wie He und/oder Ar, Wasserstoff, Methan, Ethylen, Ethan, Butane, Butene, Butine, Pentane, Propin, Allene, und/oder Acrolein enthalten. In der Regel sollte der Anteil des Beschickungsgasgemisches der Oxidationsstufe B an molekularem Stickstoff, bezogen auf die in diesem Beschickungsgasgemisch enthaltene Menge an Propylen, erfindungsgemäß nicht unter 5 mol-% betragen. D. h., beim erfindungsgemäßen Verfahren kann der Anteil des Beschickungsgasgemisches der Oxidationsstufe B an molekularem Stickstoff, bezogen auf die enthaltene Menge an Propylen wenigstens 10 mol-%, oder wenigstens 15 mol-% oder wenigstens 20 mol-%, oder wenigstens 25 mol-%, oder wenigstens 50 mol-%, aber auch wenigstens 100 mol-%, oder wenigstens 200 mol-%, oder wenigstens 500 mol-%, oder wenigstens 750 mol-%, oder wenigstens 1000 mol-% betragen. Im Normalfall wird das Verhältnis von im Beschickungsgasgemisch der Oxidationsstufe B enthaltener molarer Menge an molekularem Stickstoff zu im Beschickungsgasgemisch der Oxidationsstufe B enthaltener molarer Menge an Propylen erfindungsgemäß jedoch  $\leq 40:1$ , häufig  $\leq 30:1$ , vielfach  $\leq 20:1$  und oft  $\leq 10:1$  betragen. Günstig ist es, wenn beim erfindungsgemäßen Verfahren der Anteil des Beschickungsgasgemisches der Oxidationsstufe B an molekularem Stickstoff, bezogen auf die enthaltene Menge an Propylen, 600 mol-% bis 1600 mol-% beträgt.

[0012] Das molare Verhältnis von im Beschickungsgasgemisch der Oxidationsstufe B enthaltener Menge an molekularem Stickstoff zu im Beschickungsgasgemisch der Oxidationsstufe B enthaltener Menge an Propan wird beim erfindungsgemäßen Verfahren in der Regel nicht kleiner als 0,05 betragen. Im Normalfall wird dieses Verhältnis aber auch nicht oberhalb von fünf liegen. D. h., erfindungsgemäß kann das molare Verhältnis von im Beschickungsgasgemisch der Oxidationsstufe B enthaltener Menge an molekularem Stickstoff zu im Beschickungsgasgemisch der Oxidationsstufe B enthaltener Menge an Propan 0,05 bis 5, oder 0,1 bis 4, oder 0,5 bis 3, oder 1 bis 2,5, oder ca. 2 betragen.

[0013] Häufig wird man beim erfindungsgemäßen Verfahren die Zusammensetzung des Beschickungsgasgemisches der Oxidationsstufe B so wählen, daß es die nachfolgenden molaren Verhältnisse erfüllt:

Propan : Propen : N<sub>2</sub> : O<sub>2</sub> : H<sub>2</sub>O : sonstige = 0,5 bis 20 : 1 : 0,1 bis 40 : 0,1 bis 10 : 0 bis 20 : 0 bis 1.

[0014] Mit Vorteil betragen die vorgenannten molaren Verhältnisse erfindungsgemäß

= 2 bis 10 : 1 : 0,5 bis 20 : 0,5 bis 10 : 0 bis 1.

[0015] Günstig ist es auch, wenn die vorgenannten molaren Verhältnisse erfindungsgemäß

= 3 bis 6 : 1 : 1 bis 10 : 1 bis 3 : 0,1 bis 2 : 0 bis 0,5 betragen.

[0016] Wesentliches Merkmal der erfindungsgemäßen Verfahrensweise ist, daß das Produktgasgemisch A der

Stufe A, im Unterschied zum Fall einer homogenen und/oder heterogen katalysierten partiellen Oxidehydrierung von Propan, molekularen Wasserstoff enthält und daß vor der Verwendung des Produktgasgemisches A zur Beschickung des wenigstens einen Oxidationsreaktors der Stufe B aus dem Produktgasgemisch A im Unterschied zur Lehre der EP-A 117 146 wenigstens eine Teilmenge dieses molekularen Wasserstoff abgetrennt und, im Unterschied zur Lehre der DE-A 195 08 558, zur Minderung der Propionaldehyd- und/oder Propionsäurenebenproduktbildung, durch molekularen Stickstoff ersetzt wird.

[0017] In der Regel wird beim erfindungsgemäßen Verfahren das molare Verhältnis von im Produktgasgemisch A enthaltenem Propylen zu im Produktgasgemisch A enthaltenem molekularem Wasserstoff  $\leq 100$ , üblicherweise  $\leq 75$ , häufig  $\leq 50$ , oft  $\leq 40$ , vielfach  $\leq 30$ , oder  $\leq 25$ , oder  $\leq 20$  betragen.

[0018] D. h., erfindungsgemäße Verfahren sind insbesondere auch solche, bei denen das molare Verhältnis von im Produktgasgemisch A enthaltenem Propylen zu im Produktgasgemisch A enthaltenem molekularem Wasserstoff  $\leq 15$  oder  $\leq 10$  oder  $\leq 5$  oder  $\leq 3$  oder  $\leq 2$  oder  $\leq 1$  beträgt.

[0019] Im Normalfall wird der Reziprokwert des vorgenannten Verhältnisses 20 nicht überschreiten.

[0020] D. h., üblicherweise wird beim erfindungsgemäßen Verfahren das molare Verhältnis von im Produktgasgemisch A enthaltenem Propylen zu im Produktgasgemisch A enthaltenem molekularem Wasserstoff  $\geq 0,05$ , meist  $\geq 0,025$ , oft  $\geq 0,1$ , häufig  $\geq 0,25$ , vielfach  $\geq 0,5$  oder  $\geq 0,75$  oder auch  $\geq 0,9$  betragen.

[0021] Um in der Stufe A bei der erfindungsgemäß durchzuführenden partiellen heterogen katalysierten Dehydrierung, bezogen auf einmaligen Durchgang, interessante Umsätze zu erreichen, muß man in der Regel bei relativ hohen Reaktionstemperaturen arbeiten (in typischer Weise liegen diese Reaktionstemperaturen bei 300 bis 700°C). Da die Dehydrierung (Spaltung von C-H) gegenüber der Cracking (Spaltung von C-C) kinetisch benachteiligt ist, erfolgt sie an selektiv wirkenden Katalysatoren. Pro gebildetem Propylenmolekül wird dabei in der Regel ein Wasserstoffmolekül als Nebenprodukt erzeugt. Infolge der selektiv wirkenden Katalysatoren, die üblicherweise so beschaffen sind, daß sie unter Ausschluß von Sauerstoff bei den oben genannten Temperaturen (z. B. bei 600°C) eine signifikante Dehydrierung entfalten (bei Propan-Belastungen der Katalysatoren von z. B. 1000 h<sup>-1</sup> beträgt die Propylenausbeute im Regelfall wenigstens 30 mol-% im einmaligen Durchgang (bezogen auf eingesetztes Propan)), entstehen Nebenprodukte wie Methan, Ethylen und Ethan nur in untergeordneten Mengen.

[0022] Da die Dehydrierreaktion unter Volumenzunahme abläuft, kann der Umsatz durch Erniedrigung des Partialdrucks der Produkte gesteigert werden. Dies läßt sich in einfacher Weise z. B. durch Dehydrierung bei vermindertem Druck und/oder durch Zumischen von im wesentlichen inerten Verdünnungsgasen wie z. B. Wasserdampf erreichen, der für die Dehydrierreaktion im Normalfall ein Inertgas darstellt. Eine Verdünnung mit Wasserdampf bedingt als weiteren Vorteil in der Regel ein vermindertes Verkoken des verwendeten Katalysators, da der Wasserdampf mit gebildetem Koks nach dem Prinzip der Kohlevergasung reagiert. Außerdem kann Wasserdampf als Verdünnungsgas in der nachfolgenden Oxidationsstufe B mitverwendet werden. Wasserdampf läßt sich aber auch leicht teilweise oder vollständig aus dem Produktgasgemisch A des erfindungsgemäßen Verfahrens A abtrennen (z. B. durch Kondensieren), was die Möglichkeit eröffnet, bei der Weiterverwendung des dabei erhältlichen Produktgasgemisches A' in der Oxidationsstufe B den Anteil des erfindungswesentlich mitzuver-

wendenden Verdünnungsgases  $N_2$  zu erhöhen. Dabei ist es erfindungsgemäß durchaus möglich, die Gesamtmenge oder auch nur eine Teilmenge des in der Oxidationsstufe B erfindungsgemäß mitzuverwendenden molekularen Stickstoff auch schon zur Verdünnung in der Stufe A mitzuverwenden. Weitere für die Stufe A geeignete Verdünnungsmittel sind z. B.  $CO$ ,  $CO_2$  und Edelgase wie He, Ne und Ar. Alle genannten Verdünnungsmittel können entweder für sich oder in Form unterschiedlichster Gemische in der Stufe A mitverwendet werden. Erfindungsgemäß von Vorteil ist, daß die für die Stufe A geeigneten Verdünnungsmittel in der Regel auch für die Oxidationsstufe B geeignete Verdünnungsmittel sind. Generell sind sich in der jeweiligen Stufe inert verhaltende (d. h., zu weniger als 5 mol-%, bevorzugt zu weniger als 3 mol-% und noch besser zu weniger als 1 mol-% sich chemisch verändernde) Verdünnungsmittel bevorzugt. Prinzipiell kommen für die erfindungsgemäße Stufe A alle im Stand der Technik bekannten Dehydrierkatalysatoren in Betracht. Sie lassen sich grob in zwei Gruppen unterteilen. Nämlich in solche, die oxidischer Natur sind (z. B. Chromoxid und/oder Aluminiumoxid) und in solche, die aus wenigstens einem auf einem, in der Regel oxidischen, Träger abgeschiedenen, in der Regel vergleichsweise edlen, Metall (z. B. Platin) bestehen.

[0023] Unter anderem können damit für die erfindungsgemäße Stufe A alle Dehydrierkatalysatoren eingesetzt werden, die in der WO 99/46039, der US-A 4,788,371, der EP-A 705 136, der WO 99/29420, der US-A 5 220 091, der US-A 5 430 220, der US-A 5 877 369, der EP-A 117 146, der DE-A 199 37 106, der DE-A 199 37 105 sowie der DE-A 199 37 107 empfohlen werden. Im besonderen können für alle in dieser Schrift als für die erfindungsgemäße Stufe A geeignet angesprochenen Dehydrierverfahrensvarianten sowohl der Katalysator gemäß Beispiel 1, als auch gemäß Beispiel 2, als auch gemäß Beispiel 3, als auch gemäß Beispiel 4 der DE-A 199 37 107 eingesetzt werden.

[0024] Dabei handelt es sich um Dehydrierkatalysatoren, die 10 bis 99,9 Gew.-% Zirkondioxid, 0 bis 60 Gew.-% Aluminiumoxid, Siliciumdioxid und/oder Titandioxid und 0,1 bis 10 Gew.-% mindestens eines Elements der ersten oder zweiten Hauptgruppe, eines Elements der dritten Nebengruppe, eines Elements der achten Nebengruppe des Periodensystems der Elemente, Lanthan und/oder Zinn enthalten, mit der Maßgabe, daß die Summe der Gewichtsprocente 100 Gew.-% ergibt.

[0025] Zur Durchführung der Stufe A des erfindungsgemäßen Verfahrens kommen prinzipiell alle im Stand der Technik bekannten Reaktortypen und Verfahrensvarianten in Betracht. Beschreibungen solcher Verfahrensvarianten enthalten z. B. alle bezüglich der Dehydrierkatalysatoren genannten Schriften des Standes der Technik.

[0026] Eine vergleichsweise ausführliche Beschreibung von erfindungsgemäß geeigneten Dehydrierverfahren enthält auch "Catalytica® Studies Division, Oxidative Dehydrogenation and Alternative Dehydrogenation Processes, Study Number 4192 OD, 1993, 430 Ferguson Drive, Mountain View, California, 94043-5272 U. S. A..

[0027] Charakteristisch für die partielle heterogen katalysierte Dehydrierung von Propan ist, daß sie endotherm verläuft. D. h., die für die Einstellung der erforderlichen Reaktionstemperatur benötigte Wärme (Energie) muß entweder dem Reaktionsgas vorab und/ oder im Verlauf der katalytischen Dehydrierung zugeführt werden.

[0028] Ferner ist es für heterogen katalysierte Dehydrierungen von Propan aufgrund der hohen benötigten Reaktionstemperaturen typisch, daß in geringen Mengen schwer-siedende hochmolekulare organische Verbindungen, bis hin zum Kohlenstoff, gebildet werden, die sich auf der Kataly-

satoroberfläche abscheiden und selbige dadurch deaktivieren. Um diese nachteilige Begleiterscheinung zu minimieren, kann, wie bereits erwähnt, das zur katalytischen Dehydrierung bei erhöhter Temperatur über die Katalysatoroberfläche zu leitende Propan mit Wasserdampf verdünnt werden. Sich abscheidender Kohlenstoff wird unter den so gegebenen Bedingungen nach dem Prinzip der Kohlevergasung teilweise oder vollständig eliminiert.

[0029] Eine andere Möglichkeit, abgeschiedene Kohlenstoffverbindungen zu beseitigen, besteht darin, den Dehydrierkatalysator von Zeit zu Zeit bei erhöhter Temperatur mit einem Sauerstoff enthaltenden Gas zu durchströmen und damit den abgeschiedenen Kohlenstoff quasi abzubrennen. Eine Unterdrückung der Bildung von Kohlenstoffablagerungen ist aber auch dadurch möglich, daß man dem katalytisch zu dehydrierenden Propan, bevor es bei erhöhter Temperatur über den Dehydrierkatalysator geführt wird, molekularen Wasserstoff zusetzt.

[0030] Selbstverständlich besteht auch die Möglichkeit, Wasserdampf und molekularen Wasserstoff dem katalytisch zu dehydrierenden Propan im Gemisch zuzusetzen. Ein Zusatz von molekularem Wasserstoff zur katalytischen Dehydrierung von Propan mindert auch die unerwünschte Bildung von Allen und Acetylen als Nebenprodukten.

[0031] Eine geeignete Reaktorform für die erfindungsgemäße Stufe A ist der Festbettrohr- bzw. Rohrbündelreaktor. D. h., der Dehydrierkatalysator befindet sich in einem oder in einem Bündel von Reaktionsrohren als Festbett. Die Reaktionsrohre werden dadurch beheizt, daß im die Reaktionsrohre umgebenden Raum ein Gas, z. B. ein Kohlenwasserstoff wie Methan, verbrannt wird. Günstig ist es, diese direkte Form der Kontaktrohrerwärmung lediglich auf den ersten etwa 20 bis 30% der Festbettschüttung anzuwenden und die verbleibende Schüttungslänge durch die im Rahmen der Verbrennung freigesetzte Strahlungswärme auf die erforderliche Reaktionstemperatur aufzuwärmen. Auf diesem Weg ist eine annähernd isotherme Reaktionsführung erreichbar. Geeignete Reaktionsrohrinnendurchmesser betragen etwa 10 bis 15 cm. Ein typischer Dehydrierrohrbündelreaktor umfaßt 300 bis 1000 Reaktionsrohre. Die Temperatur im Reaktionsrohrinneren bewegt sich im Bereich von 300 bis 700°C, vorzugsweise im Bereich von 400 bis 700°C. Mit Vorteil wird das Reaktionsgas dem Rohrreaktor auf die Reaktionstemperatur vorerwärmt zugeführt. Häufig verläßt das Produktgasgemisch das Reaktionsrohr mit einer 50 bis 100°C tiefergelegenen Temperatur. Im Rahmen der vorgenannten Verfahrensweise ist die Verwendung von oxidischen Dehydrierkatalysatoren auf der Grundlage von Chrom- und/oder Aluminiumoxid zweckmäßig. Häufig wird man kein Verdünnungsgas mitverwenden, sondern von im wesentlichen reinem Propan als Ausgangsreaktionsgas ausgehen. Auch der Dehydrierkatalysator wird meist unverdünnt angewandt.

[0032] Großtechnisch würde man etwa drei Rohrbündelreaktoren parallel betreiben, zwei dieser Reaktoren würden sich in der Regel im Dehydrierbetrieb befinden, während in einem der Reaktoren die Katalysatorbeschickung regeneriert wird.

[0033] Vorstehende Verfahrensweise wird beispielsweise beim in der Literatur bekannten BASF-Linde Propan-Dehydrierverfahren angewendet.

[0034] Desweiteren wird sie beim sogenannten "steam active reforming (STAR) process" angewendet, der von der Philips Petroleum Co. entwickelt wurde (vgl. z. B. US-A 4 902 849, US-A 4 996 387 und US-A 5 389 342). Als Dehydrierkatalysator wird im STAR-Prozeß mit Vorteil Promotoren enthaltendes Platin auf Zink (Magnesium) Spinel als Träger angewendet (vgl. z. B. US-A 5 073 662). Im Un-

terschied zum BASF-Linde Propan-Dehydrierungsverfahren wird das zu dehydrierende Propan beim STAR-Prozeß mit Wasserdampf verdünnt. Typisch ist ein molares Verhältnis von Wasserdampf zu Propan im Bereich von 4 bis 6. Der Arbeitsdruck liegt häufig bei 3 bis 8 atm und die Reaktionstemperatur wird zweckmäßig zu 480 bis 620°C gewählt. Typische Katalysatorbelastungen mit dem totalen Reaktionsgasgemisch liegen bei 0,5 bis 10 h<sup>-1</sup>.

[0035] Selbstverständlich kann die erfindungsgemäße Stufe A auch im Wanderbett gestaltet werden. Beispielsweise kann das Katalysatorwanderbett in einem Radialstromreaktor untergebracht sein. In selbigem bewegt sich der Katalysator langsam von oben nach unten während das Reaktionsgasgemisch radial fließt. Diese Verfahrensweise wird beispielsweise im sogenannten UOP-Oleflex-Dehydrierungsverfahren angewandt. Da die Reaktoren bei diesem Verfahren quasi adiabatisch betrieben werden, ist es zweckmäßig, mehrere Reaktoren hintereinander geschaltet zu betreiben (in typischer Weise bis zu vier). Dadurch lassen sich zu hohe Unterschiede der Temperaturen des Reaktionsgasgemisches am Reaktoreingang und am Reaktorausgang vermeiden (bei der adiabaten Betriebsweise fungiert das Reaktionsgasausgangsgemisch als Wärmeträger, von dessen Wärmeinhalt die Reaktionstemperatur abhängig ist) und trotzdem ansprechende Gesamtumsätze erzielen.

[0036] Wenn das Katalysatorbett den Wanderbettreaktor verlassen hat, wird es der Regenerierung zugeführt und anschließend wiederverwendet. Als Dehydrierkatalysator kann für dieses Verfahren z. B. ein kugelförmiger Dehydrierkatalysator eingesetzt werden, der im wesentlichen aus Platin auf kugelförmigem Aluminiumoxidträger besteht. Bei der UOP-Variante wird dem zu dehydrierenden Propan Wasserstoff zugefügt, um eine vorzeitige Katalysatoralterung zu vermeiden. Der Arbeitsdruck liegt typisch bei 2 bis 5 atm. Das Wasserstoff zu Propan Verhältnis (das molare) beträgt zweckmäßig 0,1 bis 1. Die Reaktionstemperaturen liegen bevorzugt bei 550 bis 650°C und die Katalysatorbelastung mit Reaktionsgasgemisch wird zu etwa 2 bis 6 h<sup>-1</sup> gewählt.

[0037] Bei den beschriebenen Festbettverfahren kann die Katalysatorgeometrie ebenfalls kugelförmig, aber auch zylindrisch (hohl oder voll) sein.

[0038] Als weitere Verfahrensvariante für die erfindungsgemäße Stufe A beschreibt Proceedings De Witt, Petrochem. Review, Houston Texas, 1992 a, N1 die Möglichkeit einer heterogen katalysierten Propandehydrierung im Wirbelbett, bei der das Propan nicht verdünnt wird.

[0039] Zweckmäßigerweise werden dabei zwei Wirbelbetten nebeneinander betrieben, von denen sich eines in der Regel im Zustand der Regenerierung befindet. Als Aktivmasse kommt dabei Chromoxid auf Aluminiumoxid zum Einsatz. Der Arbeitsdruck beträgt typisch 1 bis 1,5 atm und die Dehydriertemperatur liegt in der Regel bei 550 bis 600°C. Die für die Dehydrierung erforderliche Wärme wird dadurch in das Reaktionssystem eingebracht, daß der Dehydrierkatalysator auf die Reaktionstemperatur vorerhitzt wird. Der Arbeitsdruck liegt regelmäßig bei 1 bis 2 atm und die Reaktionstemperatur beträgt typisch 550 bis 600°C. Die vorstehende Dehydrierweise ist in der Literatur auch als Snamprogetti-Yarsintez Verfahren bekannt.

[0040] Alternativ zu den vorstehend beschriebenen Verfahrensweisen kann die erfindungsgemäße Stufe A auch nach einem von ABB Lummus Crest entwickelten Verfahren realisiert werden (vgl. Proceedings De Witt, Petrochem. Review, Houston Texas, 1992, P1).

[0041] Den bisher beschriebenen heterogen katalysierten Dehydrierverfahren des Propanes ist gemein, daß sie bei Propanumsätzen von > 30 mol-% (in der Regel ≤ 60 mol-%)

betrieben werden (bezogen auf einmaligen Reaktordurchgang).

[0042] Erfindungsgemäß von Vorteil ist es, daß es für das erfindungsgemäße Verfahren ausreichend ist, in der Stufe A einen Propanumsatz von ≥ 5 mol-% bis ≤ 30 mol-% oder ≤ 25 mol-% zu erzielen. D. h., erfindungsgemäß kann die Stufe A auch bei Propanumsätzen von 10 bis 20 mol-% betrieben werden (die Umsätze beziehen sich auf einmaligen Reaktordurchgang). Dies rührt unter anderem daher, daß die verbliebene Menge an nicht umgesetztem Propan in der nachfolgenden Oxidationsstufe B mit molekularem Stickstoff verdünnt wird, was die Propionaldehyd- und/oder Propionsäurenebenproduktbildung mindert.

[0043] Für die Realisierung der vorgenannten Propanumsätze ist es günstig, die erfindungsgemäße Propandehydrierung in der Stufe A bei einem Arbeitsdruck von 0,3 bis 2 atm durchzuführen. Ferner ist es günstig, das zu dehydrierende Propan mit Wasserdampf zu verdünnen. So ermöglicht die Wärmekapazität des Wassers einerseits einen Teil der Auswirkung der Endothermie der Dehydrierung auszugleichen und andererseits reduziert die Verdünnung mit Wasserdampf den Edukt- und Produktpartialdruck, was sich günstig auf die Gleichgewichtslage der Dehydrierung auswirkt. Ferner wirkt sich die Wasserdampfmitverwendung, wie bereits erwähnt, vorteilhaft auf die Standzeit des Dehydrierkatalysators aus. Bei Bedarf kann als weiterer Bestandteil auch molekularer Wasserstoff zugegeben werden. Das molare Verhältnis von molekularem Wasserstoff zu Propan ist dabei in der Regel ≤ 5. Das molare Verhältnis von Wasserdampf zu Propan kann demnach bei der Stufe-A-Variante mit vergleichsweise geringem Propanumsatz ≥ 0 bis 30, zweckmäßig 0,1 bis 2 und günstig 0,5 bis 1 betragen. Als günstig für eine Verfahrensweise mit niederem Propanumsatz erweist es sich auch, daß bei einmaligem Reaktordurchgang des Reaktionsgases lediglich eine vergleichsweise niedrige Wärmemenge verbraucht wird und zur Umsatzerzielung bei einmaligem Reaktordurchgang vergleichsweise niedrige Reaktionstemperaturen ausreichend sind.

[0044] Es ist daher erfindungsgemäß zweckmäßig bei der Stufe-A-Variante mit vergleichsweise geringem Propanumsatz die Propandehydrierung (quasi) adiabatisch durchzuführen. D. h., man wird das Reaktionsgasausgangsgemisch in der Regel auf eine Temperatur von 500 bis 700°C erhitzen (z. B. durch Direktbefeuerung der es umgebenden Wandung), bzw. auf 550 bis 650°C. Im Normalfall wird dann ein einziger adiabater Durchgang durch ein Katalysatorbett ausreichend sein, um den gewünschten Umsatz zu erzielen, wobei sich das Reaktionsgasgemisch um etwa 30°C bis 200°C (je nach Umsatz) abkühlen wird. Ein Beisein von Wasserdampf als Wärmeträger macht sich auch unter dem Gesichtspunkt einer adiabaten Fahrweise vorteilhaft bemerkbar. Die niedrigere Reaktionstemperatur ermöglicht längere Standzeiten des verwendeten Katalysatorbetts.

[0045] Prinzipiell ist auch die erfindungsgemäße Stufe-A-Variante mit vergleichsweise geringem Propanumsatz, ob adiabatisch oder isotherm gefahren, sowohl in einem Festbettreaktor als auch in einem Wanderbett- oder Wirbelbettreaktor durchführbar.

[0046] Bemerkenswerterweise ist zu ihrer Realisierung, insbesondere im adiabatischen Betrieb, ein einzelner Schachtofenreaktor als Festbettreaktor ausreichend, der von Reaktionsgasgemisch axial und/ oder radial durchströmt wird.

[0047] Im einfachsten Fall handelt es sich dabei um ein einziges Reaktionsrohr dessen Innendurchmesser 0,1 bis 10 m, eventuell auch 0,5 bis 5 m beträgt und in welchem das Katalysatorfestbett auf einer Trägervorrichtung (z. B. ein Gitterrost) aufgebracht ist. Das mit Katalysator beschickte

Reaktionsrohr, das im adiabaten Betrieb wärmeisoliert ist, wird dabei mit dem heißen, Propan enthaltenden, Reaktionsgas axial durchströmt. Die Katalysatorgeometrie kann dabei sowohl kugelförmig oder ringförmig sein. In vorteilhafter Weise ist der Katalysator im vorgenannten Fall aber auch splittförmig anwendbar. Zur Verwirklichung einer radialen Strömung des Propan enthaltenden Reaktionsgases kann der Reaktor z. B. aus zwei in einer Mantelhülle befindlichen, zentrisch ineinander gestellten, zylindrischen Gitterrosten bestehen und die Katalysatorschüttung in deren Ringspalt angeordnet sein. Im adiabaten Fall wäre die Mantelhülle wiederum thermisch isoliert.

[0048] Als Katalysatorbeschickung für die erfindungsgemäße Stufe-A-Variante mit Vergleichsweise geringem Propanumsatz bei einmaligem Durchgang eignen sich insbesondere die in der DE-A 199 37 107 offenbarten, vor allem alle beispielhaft offenbarten, Katalysatoren.

[0049] Nach längerer Betriebsdauer sind vorgenannte Katalysatoren z. B. in einfacher Weise dadurch regenerierbar, daß man bei einer Temperatur von 300 bis 600°C, häufig bei 400 bis 500°C, zunächst in ersten Regenerierungsstufen mit Stickstoff verdünnte Luft über das Katalysatorbett leitet. Die Katalysatorbelastung mit Regeneriergas kann dabei z. B. 50 bis 10000 h<sup>-1</sup> und der Sauerstoffgehalt des Regeneriergases 0,5 bis 20 Vol.-% betragen.

[0050] In nachfolgenden weiteren Regenerierungsstufen kann unter ansonsten gleichen Regenerierbedingungen als Regeneriergas Luft verwendet werden. Anwendungstechnisch zweckmäßig empfiehlt es sich, den Katalysator vor seiner Regenerierung mit Inertgas (z. B. N<sub>2</sub>) zu spülen.

[0051] Anschließend ist es in der Regel empfehlenswert, noch mit reinem molekularem Wasserstoff oder mit durch Inertgas verdünntem molekularem Wasserstoff (der Wasserstoffgehalt sollte  $\geq 1$  Vol.-% betragen) im ansonsten gleichen Bedingungsrastr zu regenerieren.

[0052] Die erfindungsgemäße Stufe A-Variante mit vergleichsweise geringem Propanumsatz ( $\leq 30$  mol.-%) kann in allen Fällen bei den gleichen Katalysatorbelastungen (sowohl das Reaktionsgas insgesamt, als auch das in selbigem enthaltene Propan betreffend) betrieben werden wie die Varianten mit hohem Propanumsatz ( $> 30$  mol.-%). Diese Belastung mit Reaktionsgas kann z. B. 100 bis 10000 h<sup>-1</sup>, häufig 100 bis 3000 h<sup>-1</sup>, d. h., vielfach ca. 100 bis 2000 h<sup>-1</sup> betragen.

[0053] In besonders eleganter Weise läßt sich die erfindungsgemäße Stufe A-Variante mit vergleichsweise geringem Propanumsatz in einem Hordenreaktor verwirklichen.

[0054] Dieser enthält räumlich aufeinanderfolgend mehr als ein die Dehydrierung katalysierendes Katalysatorbett. Die Katalysatorbettanzahl kann 1 bis 20, zweckmäßig 2 bis 8 aber auch 4 bis 6 betragen. Die Katalysatorbetten sind vorzugsweise radial oder axial hintereinander angeordnet. Anwendungstechnisch zweckmäßig wird in einem solchen Hordenreaktor der Katalysatorfestbetttyp angewendet.

[0055] Im einfachsten Fall sind die Katalysatorfestbetten in einem Schachtofenreaktor axial oder in den Ringspalten von zentrisch ineinander gestellten zylindrischen Gitterrosten angeordnet.

[0056] In zweckmäßiger Weise wird das Reaktionsgasgemisch auf seinem Weg von einem Katalysatorbett zum nächsten Katalysatorbett, z. B. durch Überleiten über mit heißen Gasen erhitze Wärmetauscherrippen oder durch Leiten durch mit heißen Brenngasen erhitze Rohre, im Hordenreaktor einer Zwischenerhitzung unterworfen.

[0057] Wird der Hordenreaktor im übrigen adiabatisch betrieben, ist es für die gewünschten Propanumsätze ( $\leq 30$  mol.-%) insbesondere bei Verwendung der in der DE-A 199 37 107 beschriebenen Katalysatoren, insbesondere

der beispielhaften Ausführungsformen, ausreichend, das Reaktionsgasgemisch auf eine Temperatur von 450 bis 550°C vorerhitzt in den Dehydrierreaktor zu führen und innerhalb des Hordenreaktors in diesem Temperaturbereich zu halten. D. h., die gesamte Propandehydrierung ist so bei äußerst niederen Temperaturen zu verwirklichen, was sich für die Standzeit der Katalysatorfestbetten als besonders günstig erweist.

[0058] Noch geschickter ist es, die vorstehend geschilderte Zwischenerhitzung auf direktem Weg durchzuführen. Dazu wird dem Reaktionsgasgemisch entweder bereits vor Durchströmung des ersten Katalysatorbettes und/oder zwischen den nachfolgenden Katalysatorbetten in begrenztem Umfang molekularer Sauerstoff zugesetzt. Je nach verwendetem Dehydrierkatalysator wird so eine begrenzte Verbrennung der im Reaktionsgasgemisch enthaltenen Kohlenwasserstoffe, gegebenenfalls bereits auf der Katalysatoroberfläche abgeschiedener Kohle bzw. kohleähnlicher Verbindungen und/oder von im Verlauf der Propandehydrierung gebildetem und/oder dem Reaktionsgasgemisch zugesetztem Wasserstoff bewirkt (es kann auch anwendungstechnisch zweckmäßig sein, im Hordenreaktor Katalysatorbetten einzufügen, die mit Katalysator beschickt sind, der spezifisch (selektiv) die Verbrennung von Wasserstoff und/oder von Kohlenwasserstoff) katalysiert (als solche Katalysatoren kommen z. B. jene der Schriften US-A 4 788 371, US-A 4 886 928, US-A 5 430 209, US-A 5 530 171, US-A 5 527 979 und US-A 5 563 314 in Betracht); beispielsweise könnten solche Katalysatorbetten in alternierender Weise zu den Dehydrierkatalysator enthaltenden Betten im Hordenreaktor untergebracht sein). Die dabei freigesetzte Reaktionswärme ermöglicht so auf quasi autotherme Weise eine nahezu isotherme Betriebsweise der heterogen katalysierten Propandehydrierung. Mit zunehmender gewählter Verweilzeit des Reaktionsgases im Katalysatorbett ist so eine Propandehydrierung bei abnehmender und im wesentlichen konstanter Temperatur möglich, was besonders lange Standzeiten ermöglicht.

[0059] In der Regel sollte eine wie vorstehend beschriebene Sauerstoffeinspeisung so vorgenommen werden, daß der Sauerstoffgehalt des Reaktionsgasgemisches, bezogen auf die darin enthaltene Menge an Propan und Propylen, 0,5 bis 10 Vol.-% beträgt. Als Sauerstoffquelle kommen dabei sowohl reiner molekularer Sauerstoff oder mit Inertgas, z. B. CO, CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, Edelgase, verdünnter Sauerstoff, insbesondere aber auch Luft in Betracht. Die resultierenden Verbrennungsgase wirken in der Regel zusätzlich verdünnend und fördern dadurch die heterogen katalysierte Propandehydrierung.

[0060] Die Isothermie der heterogen katalysierten Propandehydrierung läßt sich dadurch weiter verbessern, daß man im Hordenreaktor in den Räumen zwischen den Katalysatorbetten geschlossene, vor ihrer Füllung evakuierte, Einbauten (z. B. rohrförmige), anbringt. Selbstredend können derartige Einbauten auch ins jeweilige Katalysatorbett gestellt werden. Diese Einbauten enthalten geeignete Feststoffe oder Flüssigkeiten, die oberhalb einer bestimmten Temperatur verdampfen oder schmelzen und dabei Wärme verbrauchen und dort, wo diese Temperatur unterschritten wird, wieder kondensieren und dabei Wärme freisetzen.

[0061] Eine Möglichkeit das Reaktionsgasgemisch in der Stufe A des erfindungsgemäßen Verfahren auf die benötigte Reaktionstemperatur zu erwärmen besteht auch darin, einen Teil des darin enthaltenen Propan und/oder H<sub>2</sub> mittels molekularem Sauerstoff zu verbrennen (z. B. an geeigneten spezifisch wirkenden Verbrennungskatalysatoren, z. B. durch einfaches Überleiten und/oder Durchleiten) und mittels der so freigesetzten Verbrennungswärme die Erwärmung auf die

gewünschte Reaktionstemperatur zu bewirken. Die resultierenden Verbrennungsprodukte wie  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  sowie das den für die Verbrennung benötigten molekularen Sauerstoff gegebenenfalls begleitende  $\text{N}_2$  bilden vorteilhaft inerte Verdünnungsgase.

[0062] — Erfindungsgemäß wesentlich ist, daß das in der Stufe A verwendete Propan kein reines Propan sein muß. Vielmehr kann das verwendete Propan bis zu 50 Vol.-% anderer Gase wie z. B. Ethan, Methan, Ethylen, Butane, Butene, Propin, Acetylen,  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{SO}_2$ , Pentane etc. enthalten. Zweckmäßig enthält das einzusetzende Rohpropan wenigstens 60 Vol.-%, vorteilhaft wenigstens 70 Vol.-%, bevorzugt wenigstens 80 Vol.-%, besonders bevorzugt wenigstens 90 Vol.-% und ganz besonders bevorzugt wenigstens 95 Vol.-% an Propan. Insbesondere kann für die erfindungsgemäße Stufe A auch ein Gemisch aus Propan, Propylen und aus der Oxidationsstufe herrührendem Kreisgas verwendet werden.

[0063] Das im Rahmen des erfindungsgemäßen Verfahrens die Stufe A verlassende Produktgasgemisch A enthält wenigstens die Bestandteile Propan, Propen und molekularen Wasserstoff. Darüber hinaus wird es in der Regel aber auch noch Gase aus der Gruppe umfassend  $\text{N}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ , Methan, Ethan, Ethylen,  $\text{CO}$  und  $\text{CO}_2$  enthalten.

[0064] Es wird sich in der Regel bei einem Druck von 0,3 bis 10 atm befinden und häufig eine Temperatur von 400 bis 550°C, in günstigen Fällen von 450 bis 500°C aufweisen.

[0065] Erfindungsgemäß wesentlich ist, wenigstens einen Teil des im Produktgasgemisch A enthaltenen Wasserstoff abzutrennen, bevor das dabei erhältliche Produktgasgemisch A' in der Stufe B zur Beschickung des wenigstens einen Oxidationsreaktors verwendet wird. Dies kann z. B. dadurch erfolgen, daß man das Produktgasgemisch A, gegebenenfalls nachdem man es zuvor in einem indirekten Wärmetauscher abgekühlt hat (zweckmäßiger Weise wird die dabei entnommene Wärme zum Erhitzen eines für das erfindungsgemäße Verfahren benötigten feed-Gases verwendet) über eine, in der Regel zu einem Rohr gestaltete, Membran leitet, die lediglich für den molekularen Wasserstoff durchlässig ist. Der so abgetrennte molekulare Wasserstoff kann bei Bedarf teilweise in die Stufe A rückgeführt oder einer sonstigen Verwertung zugeführt werden. Im einfachsten Fall kann er in Brennstoffzellen verbrannt werden.

[0066] Alternativ dazu kann die wenigstens teilweise erforderliche Wasserstoffabtrennung auch durch partielle Kondensation, Adsorption und/oder Rektifikation (vorzugsweise unter Druck) vorgenommen werden.

[0067] In der Regel wird man erfindungsgemäß wenigstens 25 mol.-%, häufig wenigstens 50 mol.-%, vielfach wenigstens 75 mol.-% und oft die Gesamtmenge des im Produktgasgemisch A enthaltenen molekularen Wasserstoff abtrennen, bevor es als Produktgasgemisch A' in der Stufe B erfindungsgemäß zur Beschickung des wenigstens einen Oxidationsreaktors eingesetzt wird.

[0068] Selbstredend kann bei Bedarf im Rahmen der Abtrennung von molekularem Wasserstoff auch eine Abtrennung anderer, von Propan und Propylen verschiedener, Bestandteile des Produktgasgemisches A vorgenommen werden.

[0069] Eine einfache Möglichkeit, im wesentlichen alle von Propan und Propylen verschiedenen Bestandteile des Produktgasgemisches A abzutrennen, besteht darin, das, vorzugsweise abgekühlte (vorzugsweise auf Temperaturen von 10 bis 70°C), Produktgasgemisch A, z. B. bei einem Druck von 0,1 bis 50 atm und einer Temperatur von 0 bis 100°C, mit einem (vorzugsweise hochsiedenden) organischen Lösungsmittel (vorzugsweise ein hydrophobes), in welchem Propan und Propen bevorzugt absorbiert werden,

in Kontakt zu bringen (z. B. durch einfaches Durchleiten). Durch nachfolgende Desorption oder Strippung mit einem bezüglich der erfindungsgemäßen Oxidationsstufe B sich inert verhaltenden Gas und/oder molekularem Sauerstoff

(z. B. Luft) werden das Propan und Propen im Gemisch rückgewonnen und zur Beschickung des wenigstens einen Oxidationsreaktors der Stufe B verwendet. Das den molekularen Wasserstoff enthaltende Abgas der Absorption kann man z. B. wieder einer Membrantrennung unterwerfen und dann, bei Bedarf, den abgetrennten Wasserstoff in der Stufe A mitverwenden. Vorzugsweise sollte der Siedepunkt des organischen Absorptionsmittels  $\geq 100^\circ\text{C}$ , besonders bevorzugt  $\geq 180^\circ\text{C}$  betragen. Die Absorption kann sowohl in Kolonnen als auch in Rotationsabsorbern vorgenommen werden. Dabei kann im Gleichstrom oder im Gegenstrom gearbeitet werden. Geeignete Absorptionskolonnen sind z. B. Bodenkolonnen (mit Glocken-, Zentrifugal- und/oder Siebböden), Kolonnen mit strukturierten Packungen (z. B. Blechpackungen mit einer spezifischen Oberfläche von 100 bis 500  $\text{m}^2/\text{m}^3$ , z. B. Mellapak® 250 Y) und Füllkörperkolonnen (z. B. mit Raschig-Füllkörpern gefüllte). Selbstverständlich kommen aber auch Riesel- und Sprühtürme, Graphitblockabsorber, Oberflächenabsorber wie Dickschicht- und Dünnschichtabsorber sowie Rotationskolonnen, Tellerwäscher, Kreuzschleierwäscher und Rotationswäscher in Betracht.

[0070] Erfindungsgemäß günstig ist es, wenn das zu verwendende organische Absorptionsmittel einerseits die bereits gegebene Empfehlung für den Siedepunkt erfüllt, andererseits gleichzeitig aber ein nicht zu hohes Molekulargewicht aufweist. Mit Vorteil beträgt das Molekulargewicht des Absorptionsmittels  $\leq 300$  g/mol.

[0071] Erfindungsgemäß geeignete Absorptionsmittel sind z. B. relativ unpolare organische Lösungsmittel, die vorzugsweise keine nach außen wirkende polare Gruppe enthalten. Beispielfhaft genannt seien aliphatische (z. B.  $\text{C}_8$ -bis  $\text{C}_{18}$ -Alkene) oder aromatische Kohlenwasserstoffe, z. B. Mittelölfractionen aus der Paraffindestillation, oder Ether mit sperrigen Gruppen am O-Atom, oder Gemische davon, wobei diesen ein polares Lösungsmittel wie z. B. das in der DE-A 43 08 087 offenbarte 1,2-Dimethylphthalat zugesetzt sein kann. Weiterhin eignen sich Ester der Benzoesäure und Phthalsäure mit geradkettigen, 1 bis 8 Kohlenstoffatome enthaltenden Alkanolen, wie Benzoesäure-n-butylester, Benzoesäuremethylester, Benzoesäureethylester, Phthalsäuredimethylester, Phthalsäurediethylester, sowie sogenannte Wärmeträgeröle, wie Diphenyl, Diphenylether und Gemische aus Diphenyl und Diphenylether oder deren Chlorderivate und Triarylalkene, z. B. 4-Methyl-4'-benzyl-diphenylmethan und dessen Isomere 2-Methyl-2'-benzyl-diphenylmethyl, 2-Methyl-4'-benzyl-diphenylethan und 4-Methyl-2'-benzyl-diphenylmethan und Gemische solcher Isomere. Ein geeignetes Absorptionsmittel ist ein Lösungsmittelgemisch aus Diphenyl und Diphenylether, bevorzugt in der azeotropen Zusammensetzung, insbesondere aus etwa 25 Gew.-% Diphenyl (Biphenyl) und etwa 75 Gew.-% Diphenylether, beispielsweise das im Handel erhältliche Diphenyl®. Häufig enthält dieses Lösungsmittelgemisch ein Lösungsmittel wie Dimethylphthalat in einer Menge von 0,1 bis 25 Gew.-%, bezogen auf das gesamte Lösungsmittelgemisch, zugesetzt. Erwähnt werden sollen als mögliche Absorptionsmittel auch Octane, Nonane, Decane, Undecane, Dodecane, Tridecane, Tetradeccane, Pentadecane, Hexadecane, Heptadecane und Octadecane.

[0072] Abschließend sei darauf hingewiesen, daß die Teil- oder Vollabtrennung des molekularen Wasserstoff aus dem Produktgasgemisch A auch durch selektive heterogen katalysierte Verbrennung desselben mit molekularem Sauerstoff



vorgenommen werden kann. Diesbezüglich geeignete Katalysatoren offenbaren beispielsweise die US-A 4 788 371, US-A 4 886 928, US-A 5 430 209, US-A 55 530 171, US-A 5 527 979 und US-A 5 563 314.

[0073] Nach der erfindungsgemäß erfolgten wenigstens Teilabtrennung des im Produktgasgemisch A enthaltenen molekularen Wasserstoff kann das dabei erhaltene Produktgasgemisch A' in der erfindungsgemäß erforderlichen zweiten Stufe B zur Beschickung wenigstens eines Oxidationsreaktors verwendet und indem wenigstens einen Oxidationsreaktor das Propylen einer selektiv heterogen katalysierten Gasphasen-Partialoxidation mit molekularem Sauerstoff zu einem Acrolein und/oder Acrylsäure enthaltenden Produktgasgemisch B verwendet werden. Bei Bedarf wird dabei das Produktgasgemisch A' vorab durch indirekten Wärmetausch auf die in dem wenigstens einen Oxidationsreaktor erforderliche Reaktionstemperatur gebracht.

[0074] Prinzipiell läuft die heterogen katalysierte Gasphasen-Partialoxidation von Propylen zu Acrylsäure mit molekularem Sauerstoff in zwei längs der Reaktionskoordinate aufeinanderfolgenden Schritten ab, von denen der erste zum Acrolein und der zweite vom Acrolein zur Acrylsäure führt.

[0075] Dieser Reaktionsablauf in zwei zeitlich aufeinanderfolgenden Schritten eröffnet in an sich bekannter Weise die Möglichkeit, die Stufe B des erfindungsgemäßen Verfahrens in zwei hintereinander angeordneten Oxidationszonen auszuführen, wobei in jeder der beiden Oxidationszonen der zu verwendende oxidische Katalysator in optimierender Weise angepaßt werden kann. So wird für die erste Oxidationszone (Propylen → Acrolein) in der Regel ein Katalysator auf der Basis von die Elementkombination Mo-Bi-Fe enthaltenden Multimetallloxiden bevorzugt, während für die zweite Oxidationszone (Acrolein → Acrylsäure) normalerweise Katalysatoren auf der Basis von die Elementkombination Mo-V enthaltenden Multimetallloxiden bevorzugt werden.

[0076] Entsprechende Multimetalloxidkatalysatoren für die beiden Oxidationszonen sind vielfach vorgeschrieben und dem Fachmann wohl bekannt. Beispielsweise verweist die EP-A 253 409 auf Seite 5 auf entsprechende US-Patente.

[0077] Günstige Katalysatoren für die beiden Oxidationszonen offenbaren auch die DE-A 44 31 957 und die DE-A 44 31 949. Dieses gilt insbesondere für jene der allgemeinen Formel I in den beiden vorgenannten Schriften. In der Regel wird das Produktgemisch aus der ersten Oxidationszone ohne Zwischenbehandlung in die zweite Oxidationszone überführt.

[0078] Die einfachste Realisierungsform der beiden Oxidationszonen bildet daher ein Rohrbündelreaktor innerhalb dessen sich die Katalysatorbeschickung längs der einzelnen Kontaktrohre mit Beendigung des ersten Reaktionsschrittes entsprechend ändert (derartige als Stufen B erfindungsgemäß geeignete Propylenpartialoxidationen lehren z. B. die EP-A 911 313, die EP-A 979 813, die EP-A 990 636 und die DE-A 28 30 765). Gegebenenfalls wird dabei die Beschickung der Kontaktrohre mit Katalysator durch eine Inertschüttung unterbrochen.

[0079] Vorzugsweise werden die beiden Oxidationszonen jedoch in Form zweier hintereinander geschalteter Rohrbündelsysteme realisiert. Diese können sich in einem Reaktor befinden, wobei der Übergang von einem Rohrbündel zum anderen Rohrbündel von einer nicht im Kontaktrohr untergebrachten (zweckmäßigerweise begehbaren) Schüttung aus Inertmaterial gebildet werden. Während die Kontaktrohre in der Regel von einem Wärmeträger umspült werden, erreicht dieser eine wie vorstehend beschrieben angebrachte Inertschüttung nicht. Mit Vorteil werden daher die beiden

Kontaktrohrbündel in räumlich voneinander getrennten Reaktoren untergebracht. In der Regel befindet sich dabei zwischen den beiden Rohrbündelreaktoren ein Zwischenkühler, um eine gegebenenfalls erfolgende Acroleinnachverbrennung im Produktgasgemisch, das die erste Oxidationsstufe verläßt, zu mindern. Anstelle von Rohrbündelreaktoren können auch Plattenwärmetauscherreaktoren mit Salz- und/oder Siedekühlung, wie sie z. B. die DE-A 199 29 487 und die DE-A 199 52 964 beschreiben, eingesetzt werden.

[0080] Die Reaktionstemperatur in der ersten Oxidationszone liegt in der Regel bei 300 bis 450°C, bevorzugt bei 320 bis 390°C. Die Reaktionstemperatur in der zweiten Oxidationszone liegt in der Regel bei 200 bis 300°C, häufig bei 220 bis 290°C. Der Reaktionsdruck beträgt in beiden Oxidationszonen zweckmäßig 0,5 bis 5, vorteilhaft 1 bis 3 atm. Die Belastung (Nl/h) der Oxidationskatalysatoren mit Reaktionsgas beträgt in beiden Oxidationszonen häufig 1500 bis 2500 h<sup>-1</sup> bzw. bis 4000 h<sup>-1</sup>.

[0081] Prinzipiell können die beiden Oxidationszonen beim erfindungsgemäßen Verfahren so gestaltet werden, wie es z. B. in der DE-A 198 37 517, der DE-A 199 10 506, der DE-A 199 10 508 sowie der DE-A 198 37 519 beschrieben ist. Üblicherweise wird die externe Temperierung in den beiden Oxidationszonen, gegebenenfalls in Mehrzonenreaktorsystemen, in an sich bekannter Weise an die spezielle Reaktionsgasgemischzusammensetzung sowie Katalysatorbeschickung angepaßt.

[0082] Der für die erfindungsgemäß erforderliche Stufe B als Oxidationsmittel insgesamt benötigte molekulare Sauerstoff kann dem Beschickungsgasgemisch der Stufe B in seiner Gesamtmenge vorab zugegeben werden. Selbstverständlich kann aber auch nach der ersten Oxidationszone mit Sauerstoff ergänzt werden.

[0083] Vorzugsweise wird in der ersten Oxidationszone ein molares Verhältnis Propylen : molekularer Sauerstoff von 1 : 1 bis 3, häufig 1 : 1,5 bis 2 eingestellt. Die gleichen numerischen Werte eignen sich für das molare Verhältnis Acrolein : molekularer Sauerstoff in der zweiten Oxidationszone.

[0084] In beiden Oxidationszonen wirkt sich ein Überschuß an molekularem Sauerstoff in der Regel vorteilhaft auf die Kinetik der Gasphasenoxidation aus. Im Unterschied zu den Verhältnissen in der erfindungsgemäß anzuwendenden Stufe A werden die thermodynamischen Verhältnisse durch das molare Reaktandenverhältnis im wesentlichen nicht beeinflusst, da die heterogen katalysierte Gasphasen-Partialoxidation des Propylens zu Acrylsäure kinetischer Kontrolle unterliegt. Prinzipiell kann daher z. B. in der ersten Oxidationszone auch das Propylen gegenüber dem molekularen Sauerstoff im molaren Überschuß vorgelegt werden. In diesem Fall kommt dem überschüssigen Propylen faktisch die Rolle eines Verdünnungsgases zu.

[0085] Prinzipiell ist die heterogen katalysierte Gasphasen-Partialoxidation von Propylen zu Acrylsäure aber auch in einer einzigen Oxidationszone realisierbar. In diesem Fall erfolgen beide Reaktionsschritte in einem Oxidationsreaktor der mit einem Katalysator beschickt ist, der die Umsetzung beider Reaktionsschritte zu katalysieren vermag. Selbsttendend kann sich auch die Katalysatorbeschickung innerhalb der Oxidationszone längs der Reaktionskoordinate kontinuierlich oder abrupt ändern. Natürlich kann bei einer Ausführungsform der erfindungsgemäß mitzuverwendenden Stufe B in Gestalt zweier hintereinandergeschalteter Oxidationszonen aus dem das die erste Oxidationszone verlassenden Produktgasgemisch in selbigem enthaltene, in der ersten Oxidationszone als Nebenprodukt entstandenes, Kohlenoxid und Wasserdampf bei Bedarf vor der Weiterleitung in die zweite Oxidationszone teilweise oder vollständig abge-



trennt werden. Vorzugsweise wird man erfindungsgemäß eine Verfahrensweise wählen, die solch einer Abtrennung nicht bedarf.

[0086] Als Quelle für den in der Oxidationsstufe B benötigten molekularen Sauerstoff, der dem Produktgasgemisch A' vor dessen Verwendung zur Beschickung der Oxidationsstufe B zugemischt wird, kommen sowohl reiner molekularer Sauerstoff als auch mit Inertgas wie CO<sub>2</sub>, CO, Edelgasen, N<sub>2</sub> und/oder gesättigten Kohlenwasserstoffen verdünnter molekularer Sauerstoff in Betracht.

[0087] In zweckmäßiger Weise wird man wenigstens zur Deckung eines Teilbedarfs an molekularem Sauerstoff Luft als Sauerstoffquelle verwenden, da auf diese Weise der in der Stufe 8 erfindungsgemäß mitzuverwendende molekulare Stickstoff ins Reaktionssystem eingebracht werden kann.

[0088] Mit Vorteil wird beim erfindungsgemäßen Verfahren das Produktgasgemisch A' im wesentlichen nur aus Propan und Propylen bestehen (der Anteil an davon verschiedenen Bestandteilen beträgt zweckmäßig  $\leq 5$  Vol.-% bzw.  $\leq 2$  Vol.-%) und als Quelle für molekularen Sauerstoff für die nachfolgende Stufe B wird ausschließlich Luft verwendet.

[0089] Durch Zudosieren von kalter Luft zu heißem Produktgasgemisch A' kann im Rahmen des erfindungsgemäßen Verfahrens auch auf direktem Weg eine Abkühlung des Produktgasgemisches A' bewirkt werden.

[0090] Ist Acrolein das Zielprodukt, wird man in der Stufe B die zweite Oxidationszone in zweckmäßiger Weise nicht mehr anwenden.

[0091] Das die erfindungsgemäß anzuwendende Stufe B verlassende Produktgasgemisch B ist in der Regel im wesentlichen zusammengesetzt aus dem Zielprodukt Acrolein oder Acrylsäure oder dessen Gemisch mit Acrolein, nicht umgesetztem molekularem Sauerstoff, Propan, molekularem Stickstoff, als Nebenprodukt entstandenem und/oder als Verdünnungsgas mitverwendetem Wasserdampf, als Nebenprodukt und/oder als Verdünnungsgas mitverwendeten Kohlenoxiden, sowie geringen Mengen sonstiger niederer Aldehyde, Kohlenwasserstoffe und anderer inerte Verdünnungsgase.

[0092] Das Zielprodukt kann aus dem Produktgasgemisch B in an sich bekannter Weise abgetrennt werden (z. B. durch partielle Kondensation der Acrylsäure oder durch Absorption von Acrylsäure in Wasser oder in einem hochsiedenden hydrophoben organischen Lösungsmittel oder durch Absorption von Acrolein in Wasser oder in wäßrigen Lösungen niederer Carbonsäuren sowie anschließende Aufarbeitung der Absorbate; alternativ kann das Produktgasgemisch auch fraktioniert kondensiert werden; vgl. z. B. EP-A 117146, DE-A 43 08 087, DE-A 43 35 172, DE-A 44 36 243, DE-A 199 24 532 sowie DE-A 199 24 533).

[0093] Nicht umgesetztes Propylen und/oder Acrolein werden gegebenenfalls gleichfalls abgetrennt und in die Stufe B rückgeführt.

[0094] Ansonsten können die von Acrylsäure und Acrolein verschiedenen wesentlichen Bestandteile das nach der Zielproduktabtrennung verbleibenden Restgases je nach Bedarf und verwendetem Dehydrierkatalysator jeweils für sich abgetrennt und/oder mit dem Propan als Kreisgas in die Dehydrierstufe A rückgeführt werden, um dort, wie beschrieben, den Dehydrierumsatz zu beeinflussen. Selbstverständlich kann aber auch das nicht umgesetzte Propan im Gemisch mit dem nicht umgesetzten Propylen für sich in die Stufe A rückgeführt werden. Bei kontinuierlicher Ausführung des erfindungsgemäßen Verfahrens erfolgt so eine kontinuierliche Umsetzung von Propan zu Acrylsäure und/oder Acrolein.

[0095] Die Abtrennung von Propan und Propen aus dem nach der Zielproduktabtrennung verbleibende Restgas (es

enthält in der Regel O<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, N<sub>2</sub>, Edelgase sowie sonstiger niederer Aldehyde und Kohlenwasserstoffe) kann, wie bereits beschrieben, durch Absorption mit nachfolgender Desorption und/oder Strippung (sowie Absorptionsmittelwiederverwendung) in einem hochsiedenden hydrophoben organischen Lösungsmittel erfolgen. Weitere Trennmöglichkeiten sind Adsorption, Rektifikation und partielle Kondensation.

[0096] Bei Verwendung von Dehydrierkatalysatoren, die gegenüber Sauerstoff oder Sauerstoff enthaltenden Verbindungen empfindlich sind, wird man diese Oxygenate vor einer Rückführung von Kreisgas in die Stufe A aus dem Kreisgas abtrennen.

[0097] Eine andere Abtrennmöglichkeit bietet, wie gleichfalls bereits erwähnt, die fraktionierte Destillation. Vorzugsweise wird eine fraktionierte Druckdestillation bei tiefen Temperaturen durchgeführt. Der anzuwendende Druck kann z. B. 10 bis 100 bar betragen. Als Rektifikationskolonnen können Füllkörperkolonnen, Bodenkolonnen oder Packungskolonnen eingesetzt werden. Als Bodenkolonnen eignen sich solche mit Dual-Flow-Böden, Glockenböden oder Ventilböden. Das Rücklaufverhältnis kann z. B. 1 bis 10 betragen. Andere Trennmöglichkeiten bilden z. B. Druckextraktion, Druckwechseladsorption, Druckwäsche, partielle Kondensation und Druckextraktion.

[0098] Selbstverständlich kann erfindungsgemäß auch die Gesamtmenge an Restgas in die Stufe A rückgeführt werden. In diesem Fall kann sich der Auslaß für von Propan, Propen und molekularem Sauerstoff verschiedenen Gasbestandteilen ausschließlich zwischen dem Produktgemisch A und dem Produktgemisch A' befinden.

[0099] Selbstredend kann ein weiterer Auslaß nach der Zielproduktabtrennung eingerichtet sein. Falls das in die Propandehydrierung rückgeführte Kreisgas Kohlenmonoxid enthält, kann dieses, bevor mit frischem Propan ergänzt wird, katalytisch zu CO<sub>2</sub> verbrannt werden. Die dabei freigesetzte Reaktionswärme kann zum Aufheizen auf die Dehydriertemperatur Anwendung finden.

[0100] Eine katalytische Nachverbrennung von im Restgas enthaltenem CO zu CO<sub>2</sub> kann auch dann empfehlenswert sein, wenn eine Abtrennung der Kohlenoxide aus dem Restgas vor dessen Rückführung als Kreisgas in die Propandehydrierung angestrebt wird, läßt sich doch CO<sub>2</sub> vergleichsweise einfach abtrennen (z. B. durch Wäsche mit einer basischen Flüssigkeit).

[0101] Natürlich kann auch so verfahren werden, daß man einen Teil des Restgases unverändert in die Propandehydrierung rückführt und nur aus dem verbliebenen Teil Propan und Propen im Gemisch abtrennt und ebenfalls in die Propandehydrierung und/oder in die Stufe B rückführt. Im letzteren Fall vereint man den verbliebenen Teil des Restgases zweckmäßigerweise mit dem Produktgasgemisch A.

[0102] Im Rahmen einer fraktionierten Destillation des Restgases kann die Trennlinie z. B. so gelegt werden, daß am Kopf der Rektifikationskolonne im wesentlichen alle diejenigen Bestandteile abgetrennt werden, deren Siedepunkt tiefer als der Siedepunkt von Propan liegt. Diese Bestandteile werden in erster Linie die Kohlenoxide CO und CO<sub>2</sub> sowie nicht umgesetzter Sauerstoff und Ethylen sowie Methan und N<sub>2</sub> sein.

[0103] Häufig wird das erfindungsgemäße Verfahren so durchgeführt, daß im Produktgasgemisch B wenigstens 70 mol-%, vorzugsweise wenigstens 80 mol-% des in den verschiedenen Reaktionsstufen insgesamt zugeführten molekularen Sauerstoff umgesetzt worden sind.

[0104] Vorzugsweise wird beim erfindungsgemäßen Verfahren in der zweiten Oxidationszone der Stufe B bei einem molaren Acrolein : molekularem Sauerstoff : Wasser-

dampf : Propan : molekularem Stickstoff : sonstige Verdünnungsgase Verhältnis von 1 : 0,5 bis 1 : 0,1 bis 1 : 0,5 bis 6 : 1 bis 10 : 0 bis 5 gearbeitet.

[0105] Der erfindungsgemäße Vorteil einer verminderten Propionaldehyd- und/oder Propionsäurenebenproduktbildung tritt im wesentlichen unabhängig davon ein, welche Multimetalloxidkatalysatoren in der erfindungsgemäß mitzuverwendenden Stufe B eingesetzt werden. Er ist im wesentlichen auch unabhängig davon vorhanden, ob die volumenspezifische Katalysatoraktivität in der Stufe B konstant gehalten oder längs der Reaktionskoordinate zunehmend gewählt wird.

[0106] Insbesondere tritt der erfindungsgemäße Vorteil dann auf, wenn in der ersten Oxidationszone der Stufe B Multimetalloxidkatalysatoren verwendet werden, die jenen der allgemeinen Formel I oder II oder III aus der DE-A 199 10 506 entsprechen und wenn in der zweiten Oxidationszone der Stufe B Multimetalloxidkatalysatoren verwendet werden, die jenen der allgemeinen Formel I oder I' oder II aus der DE-A 199 10 508 entsprechen.

[0107] Als erfindungsgemäß geeignete Katalysatorgeometrien kommen erfindungsgemäß für die erste bzw. zweite Oxidationszone der erfindungsgemäß anzuwendenden Stufe B diejenigen in Betracht, die die DE-A 199 10 506 bzw. die DE-A 199 10 508 empfehlen.

[0108] Ferner können die für die erfindungsgemäße Stufe B empfohlenen Rohrbündelreaktoren, was die Stromführung von Reaktionsgas und Temperiermedium (z. B. Salzbad) anbetrifft, sowohl im Gleichstrom als auch im Gegenstromführungen überlagert werden. Besonders günstig ist eine mäanderförmige Führung des Temperiermediums um die Kontaktrohre herum, die über den Reaktor betrachtet wiederum im Gleichstrom oder im Gegenstrom zum Reaktionsgasgemisch erfolgen kann.

[0109] In der Regel werden für die erfindungsgemäße Stufe A Reaktoren mit passivierten Innenwandungen eingesetzt. Die Passivierung kann z. B. dadurch erfolgen, daß auf die Innenwandung vorab der Dehydrierung gesintertes Aluminiumoxid aufgebracht wird.

[0110] Sie kann aber auch in situ durch Zusatz geringer Mengen passivierender Hilfsstoffe (z. B. Sulfide) zum Reaktionsgasgemisch bewirkt werden.

#### Beispiele

#### A) Herstellung eines Multimetalloxidkatalysators für die erste Oxidationszone der Stufe B

##### 1. Herstellung einer Ausgangsmasse 1

[0111] In 775 kg einer wäßrigen salpetersauren Wismutnitratlösung (11,2 Gew.-% Bi, freie Salpetersäure 3 bis 5 Gew.-%; Massendichte: 1,22 bis 1,27 g/ml) wurden bei 25°C portionsweise 209,3 kg Wolframsäure (72,94 Gew.-% W) eingerührt. Das resultierende wäßrige Gemisch wurde anschließend noch 2 h bei 25°C gerührt und anschließend sprühtrocknet.

[0112] Die Sprühtrocknung erfolgte in einem Drehscheibensprühturm im Gegenstrom bei einer Gaseintrittstemperatur von  $300 \pm 10^\circ\text{C}$  und einer Gasaustrittstemperatur von  $100 \pm 10^\circ\text{C}$ . Das erhaltene Sprühpulver wurde anschließend bei einer Temperatur im Bereich von 780 bis  $810^\circ\text{C}$  calciniert (im luftdurchströmten Drehrohrföfen ( $1,54 \text{ m}^3$  Innenvolumen,  $200 \text{ Nm}^3$  Luft/h)). Wesentlich bei der genauen Einstellung der Calcinationstemperatur ist, daß sie an der angestrebten Phasenzusammensetzung des Calcinationsprodukts orientiert zu erfolgen hat. Gewünscht sind die Phasen  $\text{WO}_3$

(monoklin) und  $\text{Bi}_2\text{W}_2\text{O}_9$ , unerwünscht ist das Vorhandensein von  $\gamma\text{-Bi}_2\text{WO}_6$  (Russellit). Sollte daher nach der Calcination die Verbindung  $\gamma\text{-Bi}_2\text{WO}_6$  anhand eines Reflexes im Pulverröntgendiffraktogramm bei einem Reflexwinkel von  $2\theta = 28,4^\circ$  (CuK $\alpha$ -Strahlung) noch nachweisbar sein, so ist die Präparation zu wiederholen und die Calcinationstemperatur innerhalb des angegebenen Temperaturbereichs zu erhöhen, bis das Verschwinden des Reflexes erreicht wird. Das so erhaltene vorgebildete calcinierte Mischoxid wurde gemahlen, so daß der  $X_{50}$ -Wert (vgl. Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, 6<sup>th</sup> Edition (1998) Electronic Release, Kapitel 3.1.4 oder DIN 66141) der resultierenden Körnung 5  $\mu\text{m}$  betrug. Das Mahlgut wurde dann mit 1 Gew.-% (bezogen auf das Mahlgut) feinteiligem  $\text{SiO}_2$  (Rüttelgewicht 150 g/l;  $X_{50}$ -Wert der  $\text{SiO}_2$ -Partikel betrug 10  $\mu\text{m}$ , die BET-Oberfläche betrug  $100 \text{ m}^2/\text{g}$ ) vermischt.

#### 2. Herstellung einer Ausgangsmasse 2

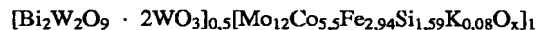
[0113] Eine Lösung A wurde hergestellt, indem man bei  $60^\circ\text{C}$  unter Rühren in 600 l Wasser 213 kg Ammoniumheptamolybdat löste und die resultierende Lösung unter Aufrechterhaltung der  $60^\circ\text{C}$  und Rühren mit 0,97 kg einer  $20^\circ\text{C}$  aufweisenden wäßrigen Kaliumhydroxidlösung (46,8 Gew.-% KOH) versetzte.

[0114] Eine Lösung B wurde hergestellt, indem man bei  $60^\circ\text{C}$  in 262,9 kg einer wäßrigen Cobaltnitratlösung (12,4 Gew.-% Co) 116,25 kg einer wäßrigen Eisennitratlösung (14,2 Gew.-% Fe) eintrug. Anschließend wurde unter Aufrechterhaltung der  $60^\circ\text{C}$  die Lösung B über einen Zeitraum von 30 Minuten kontinuierlich in die vorgelegte Lösung A gepumpt. Anschließend wurde 15 Minuten bei  $60^\circ\text{C}$  gerührt. Dann wurden dem resultierenden wäßrigen Gemisch 19,16 kg eines Kieselgels (46,80 Gew.-%  $\text{SiO}_2$ , Dichte: 1,36 bis 1,42 g/ml, pH 8,5 bis 9,5, Alkaligehalt max. 0,5 Gew.-%) zugegeben und danach noch weitere 15 Minuten bei  $60^\circ\text{C}$  gerührt.

[0115] Anschließend wurde in einem Drehscheibensprühturm im Gegenstrom sprühtrocknet (Gaseintrittstemperatur:  $400 \pm 10^\circ\text{C}$ , Gasaustrittstemperatur:  $140 \pm 5^\circ\text{C}$ ). Das resultierende Sprühpulver wies einen Glühverlust von ca. 30 Gew.-% auf (3 h bei  $600^\circ\text{C}$  glühen).

#### 3. Herstellung der Multimetalloxidaktivmasse und des Katalysators

[0116] Die Ausgangsmasse 1 wurde mit der Ausgangsmasse 2 in der für eine Multimetalloxidaktivmasse der Stöchiometrie



erforderlichen Menge homogen vermischt. Bezogen auf die vorgenannte Gesamtmasse wurden zusätzlich 1,5 Gew.-% feinteiliges Graphit (Siebanalyse: min. 50 Gew.-%  $< 24 \mu\text{m}$ , max. 10 Gew.-%  $> 24 \mu\text{m}$  und  $< 48 \mu\text{m}$ , max. 5 Gew.-%  $> 48 \mu\text{m}$ , BET-Oberfläche: 6 bis  $13 \text{ m}^2/\text{g}$ ) homogen eingemischt. Das resultierende Trockengemisch wurde zu Hohlzylindern mit 3 mm Länge, 5 mm Außendurchmesser und 1,5 mm Wandstärke verpreßt und anschließend wie folgt thermisch behandelt.

[0117] Im Luft durchströmten Muffelofen (60 l Innenvolumen, 1  $\text{Nm}^3/\text{h}$  Luft pro Gramm Aktivmassevorläufermasse) wurde mit einer Aufheizrate von  $180^\circ\text{C}/\text{h}$  zunächst von Raumtemperatur ( $25^\circ\text{C}$ ) auf  $190^\circ\text{C}$  aufgeheizt. Diese Temperatur wurde für 1 h aufrechterhalten und dann mit einer Aufheizrate von  $60^\circ\text{C}/\text{h}$  auf  $210^\circ\text{C}$  erhöht. Die  $210^\circ\text{C}$  wurden wiederum während 1 h aufrechterhalten, bevor sie mit

einer Aufheizrate von 60°C/h auf 230°C erhöht wurde. Diese Temperatur wurde ebenfalls 1 h aufrechterhalten bevor sie, wiederum mit einer Aufheizrate von 60°C/h, auf 265°C erhöht wurde. Die 265°C wurden anschließend ebenfalls während 1 h aufrechterhalten. Danach wurde zunächst auf Raumtemperatur abgekühlt und damit die Zersetzungsphase im wesentlichen abgeschlossen. Dann wurde mit einer Aufheizrate von 180°C/h auf 465°C erhitzt und diese Calcinationstemperatur während 4 h aufrechterhalten. Dabei resultierten für die erste Oxidationszone der Stufe B geeignete Vollkatalysatorringe V.

#### B) Herstellung eines Multimetalloxidkatalysators für die zweite Oxidationszone der Stufe B

##### 1. Herstellung der katalytisch aktiven Oxidmasse $\text{Mo}_{12}\text{V}_3\text{W}_{12}\text{Cu}_{24}\text{O}_n$

[0118] 190 g Kupfer(II)acetatmonohydrat wurden in 2700 g Wasser zu einer Lösung I gelöst. In 5500 g Wasser wurden bei 95°C nacheinander 860 g Ammoniumheptamolybdatetrahydrat, 143 g Ammoniummetavanadat und 126 g Ammoniumparawolframatheptahydrat zu einer Lösung II gelöst. Anschließend wurde die Lösung I auf einmal in die Lösung II eingebracht und anschließend soviel einer 25gew.-%igen wäßrigen  $\text{NH}_3$ -Lösung zugesetzt, bis wieder eine Lösung entstand. Diese wurde bei einer Austrittstemperatur von 110°C sprühtrocknet. Das resultierende Sprühpulver wurde je kg Pulver mit 0,25 kg einer 30gew.-%igen wäßrigen Essigsäurelösung mit einem Knetter der Fa. Werner & Pfleiderer vom Typ ZS1-80 verknetet und anschließend bei einer Temperatur von 110°C während 10 h im Trockenschrank getrocknet.

[0119] 700 g des so erhaltenen Katalysatorvorläufers wurden in einem Luft/Stickstoffgemisch [(200 Nl  $\text{N}_2$ /15 Nl Luft)/h] in einem Drehrohrföfen (50 cm lang, 12 cm Innendurchmesser) calciniert. Im Rahmen der Calcinierung wurde die Knetmasse zunächst innerhalb von einer Stunde von Raumtemperatur (ca. 25°C) kontinuierlich auf 325°C erhitzt. Anschließend wurde während 4 h auf dieser Temperatur gehalten. Dann wurde innerhalb von 15 min auf 400°C erwärmt, bei dieser Temperatur während 1 h gehalten und dann auf Raumtemperatur abgekühlt.

[0120] Das calcinierte katalytisch aktive Material wurde zu einem feinteiligen Pulver gemahlen, von dem 50% der Pulverpartikel ein Sieb der Maschenweite 1 bis 10 µm passierten und dessen Anteil an Partikel mit einer Längstausdehnung oberhalb von 50 µm weniger als 1% betrug.

##### 2. Schalenkatalysatorherstellung

[0121] 28 kg ringförmiger Trägerkörper (7 mm Außendurchmesser, 3 mm Länge, 4 mm Innendurchmesser, Steatit, mit einer Oberflächenrauigkeit Rz gemäß EP-B 714700 von 45 µm und mit einem auf das Volumen der Trägerkörper bezogenen Porenvolumen  $\leq 1$  Vol.-%, Hersteller: Ceramtec DE) wurden in einem Dragierkessel (Neigungswinkel 90°; Hicoater der Fa. Lödige, DE) von 200 l Innenvolumen gefüllt. Anschließend wurde der Dragierkessel mit 16 U/min in Rotation versetzt. Über eine Düse wurden innerhalb von 25 min 2000 g einer aus 75 Gew.-%  $\text{H}_2\text{O}$  und 25 Gew.-% Glycerin bestehenden wäßrigen Lösung auf die Trägerkörper aufgesprüht. Gleichzeitig wurden im selben Zeitraum 7,35 kg des katalytisch aktiven Oxidpulvers aus a) über eine Schüttelrinne außerhalb des Sprühkegels der Zerstäuberdüse kontinuierlich zudosiert. Während der Beschichtung wurde das zugeführte Pulver vollständig auf die Oberfläche der Trägerkörper aufgenommen, eine Agglomer-

ation der feinteiligen oxidischen Aktivmasse wurde nicht beobachtet. Nach beendeter Zugabe von Pulver und wäßriger Lösung wurde bei einer Drehgeschwindigkeit von 2 Umdrehungen/min 20 min. 110°C heiße Luft in den Dragierkessel geblasen. Anschließend wurde noch 2 h bei 250°C in ruhender Schüttung (Hordenofen) unter Luft getrocknet. Es wurden ringförmige, für die zweite Oxidationszone der Stufe B geeignete, Schalenkatalysatoren S erhalten, deren Anteil an oxidischer Aktivmasse, bezogen auf die Gesamtmasse, 21 Gew.-% betrug. Die Schalendicke lag, sowohl über die Oberfläche eines Trägerkörpers als auch über die Oberfläche verschiedener Trägerkörper betrachtet, bei  $240 \pm 25$  µm.

##### 15 C) Beschickung eines für die Stufe B geeigneten Reaktionsrohrsystems R und dessen Temperierung

###### 1. Beschickung eines ersten Reaktionsrohres

[0122] Ein Reaktionsrohr (V2A Stahl; 30 mm Außendurchmesser; 2 mm Wandstärke; 26 mm Innendurchmesser, Länge: 439 cm, sowie ein in der Reaktionsrohrmitte zentriertes Thermorohr (6 mm Außendurchmesser) zur Aufnahme eines Thermoelements mit dem die Temperatur im Reaktionsrohr ermittelt werden kann) wird von unten nach oben auf einem Kontaktstuhl (32 cm Länge) zunächst auf einer Länge von 30 cm mit einer rauhen Oberfläche aufweisenden Steatitkugeln (4 bis 5 mm Durchmesser; Inertmaterial zum Erwärmen des Reaktionsgasausgangsgemisches) beschickt. Daran schließt sich eine 100 cm lange Beschickung an, die aus einem homogenen Gemisch aus 373 g Vollkatalysatorringen V aus A) sowie 160 g an Steatitringen der Geometrie 5 mm  $\times$  3 mm  $\times$  2 mm (Außendurchmesser  $\times$  Länge  $\times$  Wandstärke) besteht. Abgeschlossen wird die Reaktionsrohrbeschickung von zunächst einer 170 cm langen Schüttung aus Vollkatalysatorringen V aus A) und daran anschließend einer 107 cm langen Schüttung aus den bereits genannten, einer rauhen Oberfläche aufweisenden Steatitkugeln (4 bis 5 mm Durchmesser).

###### 2. Beschickung eines zweiten Reaktionsrohres

[0123] Ein Reaktionsrohr (V2A Stahl; 30 mm Außendurchmesser; 2 mm Wandstärke; 26 mm Innendurchmesser, Länge: 441 cm, sowie ein in der Reaktionsrohrmitte zentriertes Thermo-Rohr (6 mm Außendurchmesser) zur Aufnahme eines Thermoelements mit dem die Temperatur im Reaktionsrohr ermittelt werden kann) wird von unten nach oben auf einem Kontaktstuhl (34 cm Länge) zunächst auf einer Länge von 200 cm mit dem Schalenkatalysator S aus B) und daran anschließend auf einer Länge von 100 cm mit einem Schalenkatalysator S' (hergestellt wie der Schalenkatalysator S, der Anteil der oxidischen Aktivmasse, bezogen auf die Gesamtmasse, wird jedoch zu nur 17 Gew.-% gewählt) beschickt. Eine 56 cm lange Beschickung mit einer rauhen Oberfläche aufweisenden Steatitkugeln (4 bis 5 mm Durchmesser) schließt die Reaktionsrohrbeschickung ab.

###### 3. Verbindungsrohr

[0124] Das erste und das zweite Reaktionsrohr werden an ihrem, dem jeweiligen Kontaktstuhl gegenüberliegenden, Ende durch ein Verbindungsrohr (V2A Stahl; 1 m Länge; Innendurchmesser 9 mm) miteinander verbunden. Das Verbindungsrohr weist in der Mitte die Möglichkeit auf, ein molekulares Sauerstoff enthaltendes Gas zu ergänzen.

## 4. Temperierung des Reaktionsrohrsystems

[0125] Zur Temperierung der Reaktionsrohre werden gepumpte Salzschnmelzen verwendet. Die gepumpte Salzschnmelze für das erste Reaktionsrohr wird auf einer Temperatur von  $X^{\circ}\text{C}$  gehalten. Die gepumpte Salzschnmelze für das zweite Reaktionsrohr wird auf einer Temperatur von  $Y^{\circ}\text{C}$  gehalten. Das Verbindungsrohr wird auf einer Temperatur von  $200^{\circ}\text{C}$  gehalten (mittels elektrischer Heizmatten).

## D) Durchführung von Gasphasenoxidationen

## 1. Zusammensetzung eines Reaktionsgasgemisches A

5,5 Vol.-% Propen,  
9,7 Vol.-%  $\text{O}_2$ ,  
10 Vol.-%  $\text{H}_2\text{O}$  und  
74,8 Vol.-%  $\text{N}_2$ .

## 2. Zusammensetzung eines Reaktionsgasgemisches B

5,5 Vol.-% Propen,  
9,7 Vol.-%  $\text{O}_2$ ,  
10 Vol.-%  $\text{H}_2\text{O}$  und  
74,8 Vol.-% Propan.

## 3. Zusammensetzung eines Reaktionsgasgemisches C

5,5 Vol.-% Propen,  
9,7 Vol.-%  $\text{O}_2$ ,  
10 Vol.-%  $\text{H}_2\text{O}$  und  
37,8 Vol.-% Propan und  
37,0 Vol.-%  $\text{N}_2$ .

[0126] Das Reaktionsrohrsystem aus C) wird jeweils mit dem Reaktionsgasgemisch A bzw. mit dem Reaktionsgasgemisch B bzw. mit dem Reaktionsgasgemisch C beschickt. Die Zufuhr des Reaktionsgemisches erfolgt in das erste Reaktionsrohr und zwar in das den Kontaktstuhl aufweisende Rohrende.

[0127] Die Belastung der Katalysatorbeschickung des ersten Reaktionsrohres wird jeweils zu 100 NI Propen/Kat · h ( $\text{h}^{-1}$ ) gewählt. In das Verbindungsrohr werden in allen drei Fällen 75 NI/h an Raumtemperatur aufweisendem molekularen Sauerstoff ergänzt.

[0128] Die Thermostatisierung des Reaktionsrohrsystems wird so gewählt, daß in allen drei Fällen, bezogen auf einmaligen Durchgang, im ersten Reaktionsrohr ein Umsatz des Propens von 94 mol.-% und im zweiten Reaktionsrohr ein Umsatz des im ersten Reaktionsrohr gebildeten Acroleins von 97,5 mol.-% resultiert.

[0129] Nach einer Betriebsdauer von 10 h wird das zweite Reaktionsrohr verlassende Produktgasgemisch jeweils auf seinen Gehalt an Propionsäure (bezogen auf den Gesamtgehalt an Acrylsäure) analysiert.

[0130] Die nachfolgende Tabelle zeigt die Ergebnisse.

## 1. Reaktionsgasgemisch A

$X = 328^{\circ}\text{C}$   
 $Y = 270^{\circ}\text{C}$   
Gehalt an Propionsäure: 0,02 mol.-%.

## 2. Reaktionsgasgemisch B

$X = 358^{\circ}\text{C}$   
 $Y = 295^{\circ}\text{C}$   
Gehalt an Propionsäure: 0,14 mol.-%.

## 3. Reaktionsgasgemisch C

$X = 343^{\circ}\text{C}$

$Y = 281^{\circ}\text{C}$

5 Gehalt an Propionsäure: 0,08 mol.-%.

[0131] D. h., die Propionsäurenebenproduktbildung ist im Fall B mehr als sechs mal so groß als im Fall A, was ausweist, daß eine Verwendung von molekularem Stickstoff als Verdünnungsgas die Propionsäurenebenproduktbildung zu mindern vermag.

E) Katalytische Nachverbrennung von CO zu  $\text{CO}_2$  in einem Produktgasgemisch B), aus welchem die Zielprodukte bereits abgetrennt sind

15

[0132] Ein Gasgemisch der Zusammensetzung 2,5 Vol.-% CO, 1 Vol.-% Propen, 82 Vol.-% Propan und 14,5 Vol.-% eines Gemisches aus  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{N}_2$  und  $\text{CO}_2$  wurde bei einer Temperatur von  $212^{\circ}\text{C}$  (die Temperierung erfolgte mittels auf dem Reaktionsrohr aufliegendem Aluminiumblock der mittels elektrischer Heizmatten temperiert wurde) nach Zusatz einer, auf das CO bezogenen, 2-fach stöchiometrischen Menge an molekularem  $\text{O}_2$  durch eine Festbettschüttung (Rohrinnendurchmesser: 20,5 mm, zentriert im Rohr eine 4 mm Außendurchmesser aufweisenden Thermohülse für ein Innenthermoelement, Schüttlänge: 19 cm) des kommerziell erhältlichen BASF-Edelmetall-Katalysators RO 20 (Kugeln mit 3 mm Durchmesser,  $\text{Al}_2\text{O}_3$  als Träger, Pd als Edelmetallaktivkomponente) geleitet (bei einer Katalysatorbelastung mit Gasgemisch von  $1680 \text{ h}^{-1}$ ). Von dem im Gasgemisch enthaltenen CO wurden 94 mol.-% zu  $\text{CO}_2$  verbrannt. Die übrigen Gasbestandteile blieben im wesentlichen unverändert. Eine nachfolgende Abtrennung von Propan und Propen vom Gasgemisch durch fraktionierte Druckdestillation ist nun einfacher durchführbar.

20

25

30

35

## Patentansprüche

1. Verfahren zur Herstellung von Acrolein oder Acrylsäure oder deren Gemisch aus Propan, bei dem man

A) in einer ersten Stufe A das Propan einer partiellen heterogen katalysierten Dehydrierung in der Gasphase unter Bildung eines Produktgasgemisches A, das molekularen Wasserstoff, Propylen und nicht umgesetztes Propan enthält, unterwirft,

B) aus dem molekularen Wasserstoff, Propylen und nicht umgesetztes Propan enthaltenden Produktgasgemisch A der Stufe A von den darin enthaltenen, von Propan und Propylen verschiedenen, Bestandteilen wenigstens eine Teilmenge des molekularen Wasserstoff abtrennt und es dann als Produktgasgemisch A' in einer zweiten Stufe B zur Beschickung wenigstens eines Oxidationsreaktors verwendet und in dem wenigstens einen Oxidationsreaktor das Propylen einer selektiven heterogen katalysierten Gasphasen-Partialoxidation mit molekularem Sauerstoff zu einem Produktgasgemisch B, das Acrolein oder Acrylsäure oder deren Gemisch als Zielprodukt enthält, unterwirft, und

C) aus dem im Rahmen der partiellen Oxidation des Propylens in der Stufe B anfallenden Produktgasgemisch B in einer dritten Stufe C Zielprodukt abtrennt und wenigstens im Produktgasgemisch der Stufe B enthaltenes nicht umgesetztes Propan in die Dehydrierungsstufe A zurückführt,

dadurch gekennzeichnet, daß im Rahmen der par-

60

65

tiellen Oxidation des Propylens in der Stufe B molekularer Stickstoff als Verdünnungsgas mitverwendet wird.

2. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, daß das Beschickungsgasgemisch des wenigstens einen Oxidationsreaktors in der zweiten Stufe B, bezogen auf darin enthaltendes Propylen, wenigstens 5 mol-% an molekularem Stickstoff enthält.

3. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, daß das Beschickungsgasgemisch des wenigstens einen Oxidationsreaktors in der zweiten Stufe B, bezogen auf darin enthaltendes Propylen, wenigstens 50 mol-% an molekularem Stickstoff enthält.

4. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, daß das Beschickungsgasgemisch des wenigstens einen Oxidationsreaktors in der zweiten Stufe B, bezogen auf darin enthaltendes Propylen, wenigstens 100 mol-% an molekularem Stickstoff enthält.

5. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 4, dadurch gekennzeichnet, daß das molare Verhältnis von im Beschickungsgasgemisch des wenigstens einen Oxidationsreaktors in der zweiten Stufe B enthaltener Menge an molekularem Stickstoff zu im selben Beschickungsgasgemisch enthaltener Menge an Propan wenigstens 0,05 beträgt.

6. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 4, dadurch gekennzeichnet, daß das molare Verhältnis von im Beschickungsgasgemisch des wenigstens einen Oxidationsreaktors in der zweiten Stufe B enthaltener Menge an molekularem Stickstoff zu im selben Beschickungsgasgemisch enthaltener Menge an Propan 0,05 bis 5 beträgt.

7. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 4, dadurch gekennzeichnet, daß das molare Verhältnis von im Beschickungsgasgemisch des wenigstens einen Oxidationsreaktors in der zweiten Stufe B enthaltener Menge an molekularem Stickstoff zu im selben Beschickungsgasgemisch enthaltener Menge an Propan 0,5 bis 3 beträgt.

8. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, daß die Zusammensetzung des Beschickungsgasgemisches des wenigstens einen Oxidationsreaktors in der zweiten Stufe B die nachfolgenden molaren Verhältnisse erfüllt:

Propan : Propen :  $N_2$  :  $O_2$  :  $H_2O$  : sonstige = 0,5 bis 20 : 1 : 0,1 bis 40 : 0,1 bis 10 : 0 bis 20 : 0 bis 1.

9. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, daß die Zusammensetzung des Beschickungsgasgemisches des wenigstens einen Oxidationsreaktors in der zweiten Stufe B die nachfolgenden molaren Verhältnisse erfüllt:

Propan : Propen :  $N_2$  :  $O_2$  :  $H_2O$  : sonstige = 2 bis 10 : 1 : 0,5 bis 20 : 0,5 bis 5 : 0,01 bis 10 : 0 bis 1.

10. Verfahren nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, daß die Zusammensetzung des Beschickungsgasgemisches des wenigstens einen Oxidationsreaktors in der zweiten Stufe B die nachfolgenden molaren Verhältnisse erfüllt:

Propan : Propen :  $N_2$  :  $O_2$  :  $H_2O$  : sonstige = 3 bis 6 : 1 : 1 bis 10 : 1 bis 3 : 0,1 bis 20 bis 0,5.

11. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 10, dadurch gekennzeichnet, daß das molare Verhältnis von im Produktgasgemisch A enthaltenem Propylen zu im Produktgasgemisch A enthaltenem molekularem Wasserstoff  $\leq 100$  beträgt.

12. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 10, dadurch gekennzeichnet, daß das molare Verhältnis von im Produktgasgemisch A enthaltenem Propylen zu im

Produktgasgemisch A enthaltenem molekularem Wasserstoff  $\leq 50$  beträgt.

13. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 10, dadurch gekennzeichnet, daß das molare Verhältnis von im Produktgasgemisch A enthaltenem Propylen zu im Produktgasgemisch A enthaltenem molekularem Wasserstoff  $\leq 10$  beträgt.

14. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 13, dadurch gekennzeichnet, daß das molare Verhältnis von im Produktgasgemisch A enthaltenem Propylen zu im Produktgasgemisch A enthaltenem molekularem Wasserstoff  $\geq 0,05$  beträgt.

15. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 14, dadurch gekennzeichnet, daß der in der Stufe A erzielte Propanumsatz, bezogen auf einfachen Durchgang, 5 bis 25 mol-% beträgt.

16. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 14, dadurch gekennzeichnet, daß der in der Stufe A erzielte Propanumsatz, bezogen auf einfachen Durchgang, 10 bis 20 mol-% beträgt.

17. Verfahren nach Anspruch 15 oder 16, dadurch gekennzeichnet, daß das zu dehydrierende Propan in der Stufe A mit Wasserdampf verdünnt wird.

18. Verfahren nach Anspruch 17, dadurch gekennzeichnet, daß das molare Verhältnis von Wasserdampf zu zu dehydrierendem Propan 0,1 bis 2 beträgt.

19. Verfahren nach Anspruch 15 oder 16, dadurch gekennzeichnet, daß dem zu dehydrierenden Propan molekularer Wasserstoff zugesetzt wird.

20. Verfahren nach Anspruch 19, dadurch gekennzeichnet, daß das molare Verhältnis von molekularem Wasserstoff zu zu dehydrierendem Propan  $> 0$  und  $\leq 5$  beträgt.

21. Verfahren nach einem der Ansprüche 15 bis 20, dadurch gekennzeichnet, daß die partielle heterogen katalysierte Dehydrierung des Propans in der Stufe A adiabatisch durchgeführt wird.

22. Verfahren nach einem der Ansprüche 15 bis 21, dadurch gekennzeichnet, daß die partielle heterogen katalysierte Dehydrierung des Propans in der Stufe A in einem axial oder radial durchströmten Festbettreaktor durchgeführt wird.

23. Verfahren nach einem der Ansprüche 15 bis 21, dadurch gekennzeichnet, daß die partielle heterogen katalysierte Dehydrierung des Propans in der Stufe A in einem Hordenreaktor durchgeführt wird.

24. Verfahren nach Anspruch 23, dadurch gekennzeichnet, daß die Temperatur des Reaktionsgasgemisches im gesamten Hordenreaktor 450 bis 550°C beträgt.

25. Verfahren nach Anspruch 23 oder 24, dadurch gekennzeichnet, daß der Hordenreaktor räumlich aufeinanderfolgend 2 bis 8 Katalysatorbetten enthält.

26. Verfahren nach einem der Ansprüche 23 bis 25, dadurch gekennzeichnet, daß dem Reaktionsgasgemisch während der partiellen heterogen katalysierten Dehydrierung des Propans in der Stufe A molekularer Sauerstoff zugesetzt wird.

27. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 26, dadurch gekennzeichnet, daß man aus dem Produktgasgemisch A vor seiner Weiterverwendung als Produktgasgemisch A' die enthaltene Menge an molekularem Wasserstoff abtrennt.

28. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 26, dadurch gekennzeichnet, daß man aus dem Produktgasgemisch A vor seiner Weiterverwendung als Produktgasgemisch A' die von Propan und Propylen verschiedenen Bestandteile abtrennt.

29. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 26, dadurch gekennzeichnet, daß man aus dem Produktgasgemisch A die von Propan und Propylen verschiedenen Bestandteile dadurch abtrennt, daß man das Produktgasgemisch A mit einem organischen Lösungsmittel in Kontakt bringt, in selbigem das Propan und Propylen selektiv absorbiert, durch nachfolgende Desorption wieder freisetzt und als Produktgasgemisch A' zur Beschickung des wenigstens einen Oxidationsreaktors in der Stufe B verwendet.

30. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 29, dadurch gekennzeichnet, daß man zur Beschickung des wenigstens einen Oxidationsreaktors der Stufe B Luft mitverwendet.

31. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 30, dadurch gekennzeichnet, daß man aus dem Produktgasgemisch B darin enthaltenes Acrolein und/oder Acrylsäure abtrennt, und von dem dabei verbleibenden Restgas wenigstens eine Teilmenge in die Dehydrierungsstufe A rückführt.

32. Verfahren nach Anspruch 28, dadurch gekennzeichnet, daß man aus dem Produktgasgemisch B darin enthaltenes Acrolein und/oder Acrylsäure abtrennt und die Gesamtmenge des dabei verbleibenden Restgases in die Dehydrierungsstufe A rückführt.

33. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 30, dadurch gekennzeichnet, daß man aus dem Produktgasgemisch B zunächst darin enthaltenes Acrolein und/oder Acrylsäure abtrennt, aus dem dabei verbleibenden Restgas die von Propan und Propylen verschiedenen Bestandteile abtrennt und das verbleibende Propan und Propen in die Dehydrierungsstufe A rückführt.

34. Verfahren nach einem der Ansprüche 1 bis 33, dadurch gekennzeichnet, daß die Stufe B aus zwei hintereinandergeschalteten Rohrbündelreaktoren besteht.

35. Verfahren nach Anspruch 23, dadurch gekennzeichnet, daß der Hordenreaktor wenigstens ein Katalysatorbett umfaßt, das die Verbrennung von Wasserstoff katalysiert.

<p>2002-226848/28 A41 E17 BADI 2000.06.14          BASF AG *WO 200196270-A2          2000.06.14 2000-1028582(+2000DE-1028582) (2001.12.20) C07C          45/33, 5/333, 45/35, 51/215, 57/04, 51/25, 47/22, 11/06  <b>Production of acrolein or acrylic acid from propane, involves partial gas-phase dehydrogenation, removal of hydrogen and partial gas-phase oxidation of propene with nitrogen as diluent, and recycling of unreacted propane (Ger)</b>          C2002-068962 N(AE AG AL AM AT AU AZ BA BB BG BR BY BZ          CA CH CN CO CR CU CZ DE DK DM DZ EC EE ES          FI GB GD GE GH GM HR HU ID IL IN IS JP KE KG          KP KR KZ LC LK LR LS LT LU LV MA MD MG MK          MN MW MX MZ NO NZ PL PT RO RU SD SE SG SI          SK SL TJ TM TR TT TZ UA UG US UZ VN YU ZA          ZW) R(AT BE CH CY DE DK EA ES FI FR GB GH          GM GR IE IT KE LS LU MC MW MZ NL OA PT SD          SE SL SZ TR TZ UG ZW)          Addnl. Data: MACHHAMMER O, SCHINDLER G, TENTEN A,          HARTH K, ZEHNER P, MUELLER-ENGEL K J,          ROSOWSKI F, BORGMEIER F          2001.06.08 2001WO-EP06528</p>	<p>A(1-D5, 1-D8) E(10-C4G1A, 10-D1A, 31-H3)</p> <p>Molecular nitrogen is used as a diluent gas in the partial oxidation stage of a 3-stage method for the production of acrolein and acrylic acid from propane by:          (A) partial gas-phase dehydrogenation;          (B) removal of hydrogen and partial gas-phase oxidation of propene; and          (C) separation of product and recycling of unreacted propane to stage (A).</p> <p><b>DETAILED DESCRIPTION</b>          Acrolein and acrylic acid are produced from propane by:          (A) partial gas-phase dehydrogenation of propane in presence of a heterogeneous catalyst to form a mixture (A') containing molecular hydrogen, propene and unreacted propane;          (B) removing at least some of the hydrogen from the components other than propane and propene to give a mixture (A''), feeding (A'') into oxidation reactor(s) and subjecting the propylene to selective, gas-phase partial oxidation in presence of heterogeneous catalyst to give a gas mixture (B) containing acrolein and acrylic acid; and</p>
NOVELTY	WO 200196270-A+

(C) separating the required product and recycling unreacted propane (at least) to stage (A). In this process, molecular nitrogen is used as diluent gas in the partial oxidation stage (B).

#### USE

For the production of acrolein and acrylic acid from propane. Acrolein is used e.g. for the production of glutaraldehyde, methionine, folic acid and acrylic acid; acrylic acid is used e.g. for the production of polymers.

#### ADVANTAGE

Enables the production of acrolein and acrylic acid from propane with the formation of smaller amounts of unwanted by-products, i.e. propionaldehyde, propionic acid, methane, ethane, ethylene, allene, acetylene etc.

#### EXAMPLE

Tests on the propene oxidation stage were carried out in a system essentially comprising (1) a tubular reactor with several beds containing steatite spheres or rings, with a solid multi-metal oxide material (preparation given) as the active catalyst and (2) a second tubular reactor containing two slightly different multi-metal oxide

materials in the form of shell catalysts (preparation given). With a gas feed comprising 5.5 vol% propene, 9.7 vol% oxygen, 10 vol% water vapor and 74.8 vol% nitrogen, and with reaction temperatures of 328 °C and 270 °C for reactors 1 and 2 respectively, the product mixture showed a propionic acid content of 0.02 mol% (based on acrylic acid content) after a running time of 10 hours, compared with 0.14 mol% for a gas feed containing 74.8 mol% propane instead of nitrogen (operating temperatures 358 and 295 °C). Conversion of propene in reactor 1 was 94 mol%; conversion of acrolein in reactor 2 was 97.5 mol%.

#### TECHNOLOGY FOCUS

Organic Chemistry - Preferred Composition: The reactor feed for stage (B) contains at least 5 (preferably at least 50, most preferably at least 100) mol% N<sub>2</sub> based on propylene content and the mol ratio of N<sub>2</sub> to propane in the same mixture is at least 0.05, preferably 0.05-5, most preferably 0.5-3. The composition of this mixture (mol ratios for propane:propene:N<sub>2</sub>:O<sub>2</sub>:H<sub>2</sub>O:other components) = (0.5-20):1:(0.1-40):(0.1-10):(0-20):(0-1), preferably (2-10):1:(0.5-20):(0.5-5):(0.01-10):(0-1), especially (3-6):1:(1-10):(1-3):(0.1-2):(0-0.5). The mol ratio of propylene to molecular H<sub>2</sub> in product mixture (A) is not more than

WO 200196270-A+1

2002-226848/28

100, preferably not more than 50, most preferably not more than 10 and not less than 0.05. Propane conversion in stage (A) (single pass) is 5-25 (preferably 10-20) mol%. The propane in stage (A) is diluted with water vapor, preferably in a mol ratio of water:propane = 0.1-2, and molecular hydrogen may also be added to the propane, preferably in a mol ratio (H<sub>2</sub>:propane) of up to 5.  
 Preferred Method: Stage (A) is carried out under adiabatic conditions in a solid-bed reactor with axial or radial flow, or at 450-550°C in a Horden reactor with 2-8 consecutive catalyst beds, at least one of which catalyses the combustion of hydrogen. Molecular oxygen may also be added to the mixture in stage (A). The hydrogen and/or the components other than propane and propene are removed from mixture (A) before its further use as (A'), preferably by selective absorption of the propane and propene in a suitable organic solvent followed by desorption to give a propane/propene mixture (A''). The oxidation reactor in stage (B) is supplied with air. After separating acrolein and acrylic acid from mixture (B), at least some (preferably all) of the residual gas is recycled to stage (A) (preferably after removing components other than propane and propene). Stage (B) is carried out in two pipe-bundle reactors in series. The method is used

for the production of acrolein or acrylic acid.  
 (38pp1712DwgNo.0/0)

WO 200196270-A/2



**THIS PAGE BLANK (USPTO)**